



**Уральский
федеральный
университет**

имени первого Президента
России Б.Н.Ельцина

**Уральский
энергетический
институт**

**В. А. МИКУЛА
А. Ф. РЫЖКОВ
В. Г. ТУПОНОВ**

СИСТЕМЫ ПОДГОТОВКИ ТОПЛИВА И ВОЗДУХА ДЛЯ ПАРОВАЗОВЫХ УСТАНОВОК С ВНУТРИЦИКЛОВОЙ ГАЗИФИКАЦИЕЙ

Учебное пособие

Министерство науки и высшего образования
Российской Федерации
Уральский федеральный университет
имени первого Президента России Б. Н. Ельцина

В. А. Микула, А. Ф. Рыжков, В. Г. Тупоногов

СИСТЕМЫ ПОДГОТОВКИ ТОПЛИВА И ВОЗДУХА ДЛЯ ПАРОВАЗОВЫХ УСТАНОВОК С ВНУТРИЦИКЛОВОЙ ГАЗИФИКАЦИЕЙ

Учебное пособие

Рекомендовано методическим советом
Уральского федерального университета
для студентов вуза, обучающихся
по направлениям подготовки
13.04.01, 13.03.01 — Теплоэнергетика и теплотехника

Екатеринбург
Издательство Уральского университета
2019

УДК 621.181.23(075.8)

ББК 31.374я73

М59

Рецензенты:

директор Свердловского филиала «Т плюс» В. А. Бусоргин;

гендиректор ЗАО «Инженерный центр “Уралтехэнерго”» В. А. Зайцев

Научный редактор — проф., д-р техн. наук Б. В. Берг

Микула, В. А.

М59 Системы подготовки топлива и воздуха для парогазовых установок с внутрицикловой газификацией : учебное пособие / В. А. Микула, А. Ф. Рыжков, В. Г. Тупоногов. — Екатеринбург : Изд-во Урал. ун-та, 2019. — 164 с.

ISBN 978-5-7996-2605-1

В учебном пособии рассматриваются технологии высокотемпературного нагрева воздуха, охлаждения и очистки синтез-газа для парогазовых установок с внутрицикловой газификацией. Выполнен анализ конструктивных и технологических решений, а также оптимизация режимных параметров. Рассмотрены вопросы повышения технико-экономических и экологических показателей систем подготовки топлива и воздуха.

Может быть использовано для подготовки студентов вуза, обучающихся по программам бакалавриата и магистратуры по направлению «Теплоэнергетика и теплотехника», а также будет интересна для аспирантов и научных работников.

УДК 621.181.23(075.8)

ББК 31.374я73

ISBN 978-5-7996-2605-1

©Уральский федеральный
университет, 2019

Оглавление

Введение	5
 Глава 1.	
ВОЗДУШНЫЙ КОТЕЛ	7
1.1. Обзор способов высокотемпературного нагрева сжатого воздуха.....	7
1.2. Экспериментальные исследования повышения ресурса поверхностей нагрева	20
1.3. Компонентные решения и их численные исследования	25
1.3.1. Сжатый воздух как теплоноситель	25
1.3.2. Оптимизация конструкции теплообменного элемента для конвективной секции воздушного котла	27
1.3.3. Воздушный котел для ПГУ-ВЦГ 500 МВт	32
Выводы к главе 1.....	36
Вопросы для самоконтроля	37
Список библиографических ссылок к главе 1.....	37
 Глава 2.	
СИСТЕМА ОХЛАЖДЕНИЯ СИНТЕЗ-ГАЗА.....	40
2.1. Обзор наиболее распространенных способов охлаждения синтез-газа	40
2.2. Особенности теплообмена в газоохладителе с мембранными трубными спиралями	52
2.2.1. Экспериментальные исследования	52
2.2.2. Численное моделирование теплообменного элемента газоохладителя	58
2.3. Тепловой расчет системы охлаждения синтез-газа для ПГУ-ВЦГ 500 МВт.....	60
Выводы к главе 2.....	64
Вопросы для самоконтроля	65
Список библиографических ссылок к главе 2.....	66

Глава 3.**СИСТЕМА ОЧИСТКИ СИНТЕЗ-ГАЗА**

ДЛЯ УГОЛЬНЫХ ПГУ	68
3.1. Обзор систем очистки синтез-газа	68
3.1.1. Очистка от твердых частиц	70
3.1.2. Очистка от соединений азота	75
3.1.3. Удаление хлоридов	77
3.1.4. Очистка от щелочных металлов	78
3.1.5. Удаление тяжелых металлов	80
3.1.6. Сероочистка синтез-газа	81
3.2. Узел горячей очистки синтез-газа из кузнечного угля	99
3.3. Моделирование горячей сероочистки синтез-газа	100
3.3.1. Определение кинетических и динамических характеристик сорбентов	101
3.3.2. Моделирование гидродинамики двухфазного потока в реакторе с циркуляционным кипящим слоем	108
Выводы к главе 3	117
Вопросы для самоконтроля	119
Список библиографических ссылок к главе 3	120

Приложение 1.

Пример расчета воздушного котла для ПГУ-ВЦГ 500 МВт	127
---	-----

Приложение 2.

Модель гидродинамики и теплообмена в многофазных потоках и трения между частицами и газом [72]	154
---	-----

Введение

Дефицит первичных энергоресурсов и постоянно растущий спрос на энергию будут требовать замены природного газа и нефти другими энергоносителями во все возрастающем объеме. В условиях непрерывной борьбы за повышение надежности энергосбережения переработка угля в газообразный энергоноситель и сырье приобретает решающее значение, что ведет к возрождению интереса к газификации угля.

Увеличение потребления ископаемых углей будет сопровождаться ростом экологической нагрузки на окружающую среду, поскольку при сжигании и переработке угля образуется больше вредных побочных продуктов по сравнению с нефтью и газом.

Снижение ущерба окружающей среде от угольной энергетики может быть достигнуто путем перехода к использованию экологически более безопасных видов топлива угольного происхождения. К ним относится обогащенный или «чистый уголь», синтетические газообразные и жидкие топлива, полученные путем химической переработки угля.

Перспективным направлением развития угольной генерации являются комбинированные парогазовые технологии, основанные на внутрицикловой газификации твердого топлива — ПГУ ВЦГ. После некоторого затишья в строительстве новых парогазовых установок с внутрицикловой газификацией твердого топлива, последовавшего в начале XXI века, в последние годы наблюдается как увеличение количества объектов, введенных в эксплуатацию по этой технологии, так и количество проектов, которые планируется реализовать в ближайшие годы.

Существующие коммерческие проекты, связанные с введением в эксплуатацию новых ПГУ с внутрицикловой газификацией твердо-

го топлива, реализовались в США, Нидерландах, Италии, Испании, Японии и Китае.

Для преобразования синтез-газа в конечный продукт (электроэнергию) его необходимо охладить и очистить, а в некоторых схемах применяется и подогрев циклового воздуха.

Глава 1.

ВОЗДУШНЫЙ КОТЕЛ

1.1. Обзор способов высокотемпературного нагрева сжатого воздуха

Существует три основных способа передачи теплоты между средами: смешение; регенерация (за счет попеременного омывания средами теплоемкого тела); рекуперация (через герметичную поверхность, разделяющую среды).

Наибольший опыт высокотемпературного нагрева воздуха накоплен при невысоком давлении для регенеративных и рекуперативных теплообменников в металлургической промышленности [1–5] и энергетике (воздухоподогреватели паровых котлов, ЗГТУ).

В регенеративных воздушнонагревателях циклического действия, работающих обычно при небольших избыточных давлениях, температура воздуха достигает 1300–1400 °С.

Имеются керамические регенеративные теплообменники циклического действия, рассчитанные на нагрев воздуха до 1200–1300 °С при давлении ~1 МПа [6]. Однако отработаны они только на опытных моделях МГД-генераторов замкнутого цикла [7–9].

В случае нагрева воздуха за счет сжигания твердого топлива регенеративная конструкция труднореализуема, поскольку поток продуктов сгорания будет содержать частицы шлака и золы. Другой проблемой регенеративных теплообменников с нагревом до 1300 °С, выполняемых обычно из керамических элементов, является их неустойчивость к термоудару и динамическим нагрузкам [10].

Более реальным на данном этапе представляется металлический рекуперативный воздушнонагреватель (ВН), работающий на угольной пыли.

В энергетике наиболее распространенным устройством преобразования энергии топлива являются паровые котлы, используемые в паротурбинном цикле на ТЭС. В них производится рекуперативный нагрев низкотемпературного дутьевого воздуха (идущего на горение) до температуры $\sim 450^\circ\text{C}$. Назначение котла — нагреть пар, а в воздухоподогревателе парового котла утилизируется теплота, не использованная при производстве пара, и этим определяется «потолок» нагрева воздуха.

Другой менее распространенный вариант высокотемпературного нагрева до $600\text{--}700^\circ\text{C}$ сжатого (до $1\text{--}5\text{ МПа}$) воздуха в угольных котлах небольшой мощности используется в циклах ЗГТУ и до $900\text{--}1000^\circ\text{C}$ — для ГТУ разомкнутого цикла.

Разработка технологий высокотемпературного нагрева сжатого воздуха началась в 30-е годы прошлого века для газотурбинных установок замкнутого цикла [11].

В данных установках воздух нагревается за счет сжигания угольной пыли в особом агрегате — «огневом нагревателе» (см. рис. 1.1). Котел имеет *U*-образную компоновку и состоит из топки (радиационной части) и конвективной части, горелки расположены в верхней части топки. Цикловой воздух с температурой около 400°C проходит противотоком конвективную часть, а затем прямотоком радиационную. В радиационной секции продукты сгорания охлаждаются до температуры $\sim 1000^\circ\text{C}$, чтобы исключить шлакование поверхностей нагрева конвективной шахты. В результате в радиационной секции воздуху передается около 70 % тепла, а в конвективной — 30 % [11].

Следующий период развития технологии нагрева сжатого воздуха связан с технологией использования угля в комбинированных парогазовых установках с ГТУ разомкнутого цикла; были сделаны попытки разработки гибридной угольной ПГУ с введением технологии внешнего сжигания. Самым масштабным подобным проектом стала разработка высокоэффективных энергоустановок в рамках одноименной программы Министерства энергетики США (*US DOE High-performance power systems (HIPPS)*), реализовывавшейся с 1992 по 2001 годы [12]. Основными разработчиками проекта стали компании *Foster Wheeler Development Corporation (FW)* и *United Technologies Research Center (UTRC)* [13]. В предложенных схемах ПГУ 300 МВт цикловой воздух нагревался в высокотемпературном воздушном котле *HITAF (High-Temperature Advanced Furnace)* до 930°C , а затем догревался в камере сгорания газовой турбины за счет сжигания

присадки природного или синтез-газа до освоенной в то время в газотурбостроении температуры $\sim 1290^\circ\text{C}$.

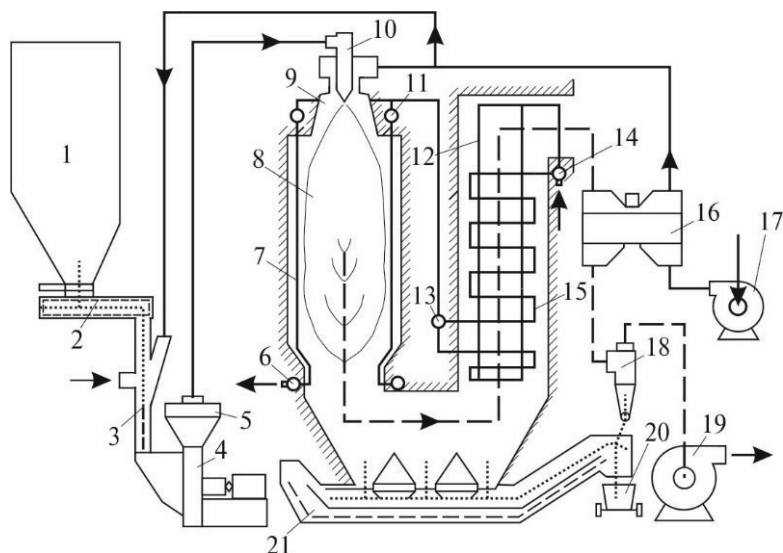


Рис. 1.1. Схема воздушного котла ГТУ мощностью 2 МВт:

1 — угольный бункер; 2 — транспортер; 3 — питатель; 4 — мельница; 5 — смеситель; 6 — выходной коллектор радиационной секции; 7 — радиационная секция; 8 — топка; 9 — запальный муфель; 10 — горелка; 11 — входной коллектор радиационной секции; 12 — несущие трубы; 13 — выходной коллектор конвективной секции; 14 — входной коллектор конвективной секции; 15 — конвективная секция; 16 — воздухоподогреватель; 17 — вентилятор; 18 — сепаратор; 19 — дымосос; 20 — вагонетка для шлака; 21 — транспортер шлака

В настоящее время высокотемпературный нагрев воздуха также интенсивно рассматривается применительно к установкам малой «зеленой» энергетики (микро-ГТУ на биомассе [14–16], солнечных ГТУ и ПГУ [17–18] и т. п.) с нагревом воздуха до $1000\text{--}1200^\circ\text{C}$ в металлических и керамических теплообменниках соответственно [19].

Принципиальная схема воздушного котла *HITAF*, разработанного в рамках проекта *HIPPS*, представлена на рис. 1.2. Котел имеет открытую двухкамерную топку с жидким шлакоудалением. Доля теплоты, снимаемая в радиационной части воздушного котла (ВК) рассматриваемой конструкции, становится меньше ($\sim 40\%$ от всей теплоты, передаваемой компримированному воздуху), чем в предыдущих схемах ВК, и продукты сгорания на выходе из топки имеют температуру выше температуры плавления шлака. В поворотном газоходе ВК устанавливается шлакоуловитель с пучком вертикальных

труб, шлак оседает и стекает по поверхности труб и далее в воронку шлакоудаления.

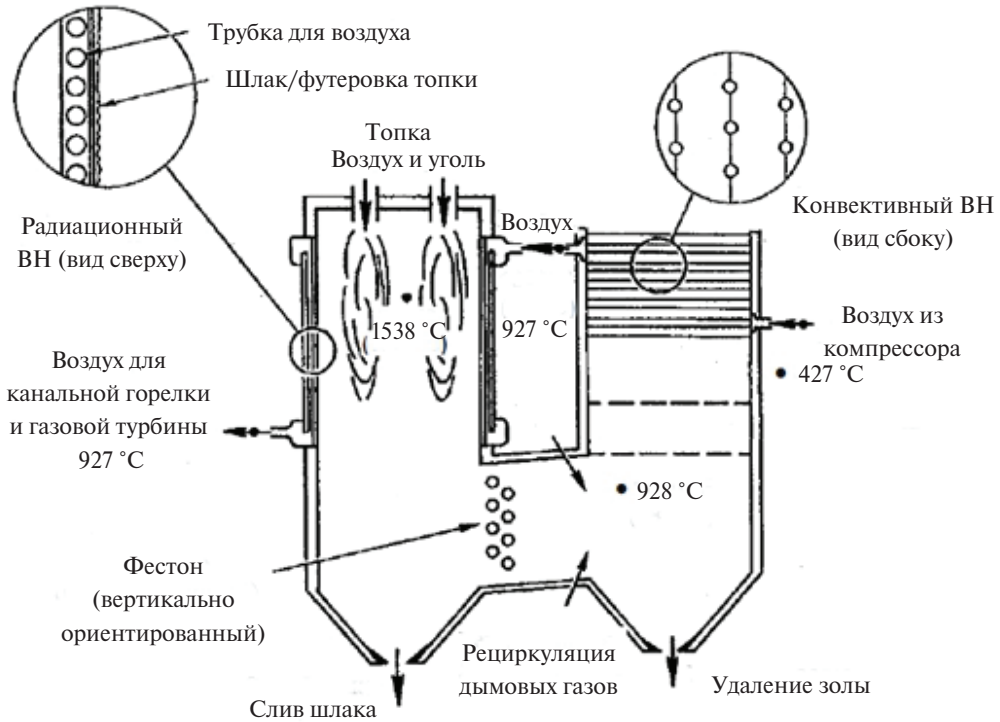


Рис. 1.2. Высокотемпературный воздушный котел (HITAF) [20]

После шлакоуловителя к продуктам сгорания подмешиваются газы рециркуляции (с выхода ВК), чтобы снизить температуру ниже температуры плавления золы и предотвратить чрезмерное спекание зольных отложений на поверхностях конвективной секции воздухонагревателя, кроме того, обеспечивается снижение выбросов оксидов азота. Данное решение отличает рассматриваемую топку ВК от классической конструкции двухкамерной топки с жидким шлакоудалением паровых котлов. Второй камерой топки в ВК можно считать пространство от шлакоуловителя до конвективного пучка, в этой камере охлаждение продуктов сгорания осуществляется за счет рециркуляции уходящих газов, а не поверхностями нагрева. Недостатком использования рециркуляции для охлаждения продуктов сгорания является увеличение расходов на тягодутьевое оборудование — по нашим оценкам от 1,5 до 2 раз по сравнению с котлом без использования рециркуляции.

В конвективной секции продукты сгорания отдают теплоту на нагрев компримированного воздуха, затем используются для нагрева пара (вторая ступень пароперегревателя) и дутьевого воздуха для горелок ВК [20].

Принципиальная конструкция радиационной секции воздушного котла *HITAF* (см. рис. 1.2) представлена на рис. 1.3. Хотя радиационный воздухонагреватель может быть исполнен по схеме противотока и прямотока продуктов сгорания и воздуха, но в рассматриваемой конструкции ВК выбрана последняя схема, поскольку она будет способствовать сливу жидкого шлака из радиационной поверхности нагревателя, создавая максимальную температуру поверхности в самой нижней точке нагревателя.

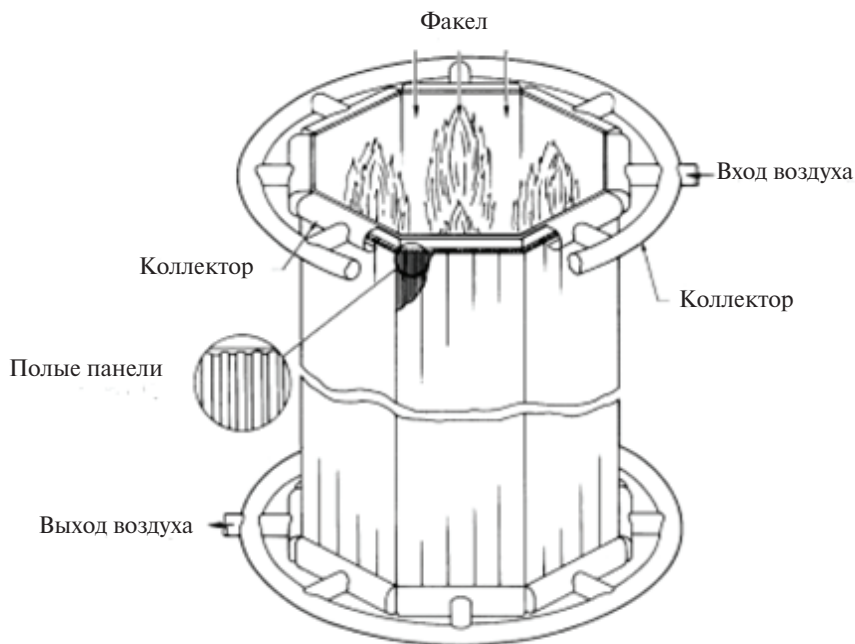


Рис. 1.3. Радиационная секция воздушного котла (*HITAF*)

Проектная концепция [20] предполагает, что радиационный воздухонагреватель будет состоять из многочисленных длинных полых панелей («трубных коробок»), покрывающих внутренние стенки первой камеры топки. Воздух, нагреваемый для последующей подачи в газовую турбину, будет распределяться по небольшим трубным каналам внутри этих панелей через коллекторы, которые организуются во избежание чрезмерных термических напряжений. При используемом

в котле факельном сжигании топлива (температура факела поддерживается выше 1500°C) необходимо организовать защиту экранных труб с компримированным воздухом от перегрева. В предложенной в [20] конструкции керамические огнеупорные плитки формируют поверхность, которая непосредственно контактирует с факелом и защищает трубки от перегрева и индуцированной шлаком коррозии. Более распространенным решением для защиты труб от воздействия факела и шлака является футеровка экранов — покрытие их огнеупорной массой с закреплением ее на приваренных к трубам шипах [21], однако в результате взаимодействия с огнеупорной массой в металле труб возникают дополнительные напряжения; рассмотренная выше конструкция практически снимает эту проблему.

В разработанной конструкции радиационной панели «трубы в коробке» (см. рис. 1.4) трубы (диаметром $d = 57$ мм) экранируются от непосредственного излучения факела огнеупорными панелями А с зазором Y_1 , с противоположной стороны труб расположена огнеупорная изоляция с зазором Y_2 , с боков «коробка» ограничена огнеупорными прослойками. Трубы в «коробке» расположены с зазорами X_1 . Для определения оптимальных величин параметров Y_1 , Y_2 и X_1 авторами [20] было проведено моделирование процесса излучения в указанной конструкции. Моделирование позволило сделать следующие выводы:

- увеличение расстояния между трубками (X_1) приводит к возрастанию температуры переизлучающей поверхности огнеупорной изоляции, что повышает тепловой поток излучением на «холодной» стороне трубок; температурный профиль трубки (по периметру) становится более равномерным;
- увеличение расстояния от трубы к стене (Y_1 , Y_2) повышает равномерность температурного профиля футеровки; установлено, что расстояния (Y_1 , Y_2) около одного диаметра трубы обеспечивают достаточную равномерность.

В результате для испытаний была создана опытная радиационная воздухонагревательная установка (панель) из 3 труб с шагом $1,9 \cdot d$ и $Y_1 = Y_2 = d$, размером $0,46 \times 0,96$ м (см. рис. 1.5). Параметры воздуха при испытаниях составляли:

- давление, МПа 1,9
- расход, $\text{м}^3/\text{мин}$ 14,4
- температура на входе, $^{\circ}\text{C}$ 705
- температура на выходе, $^{\circ}\text{C}$ 927

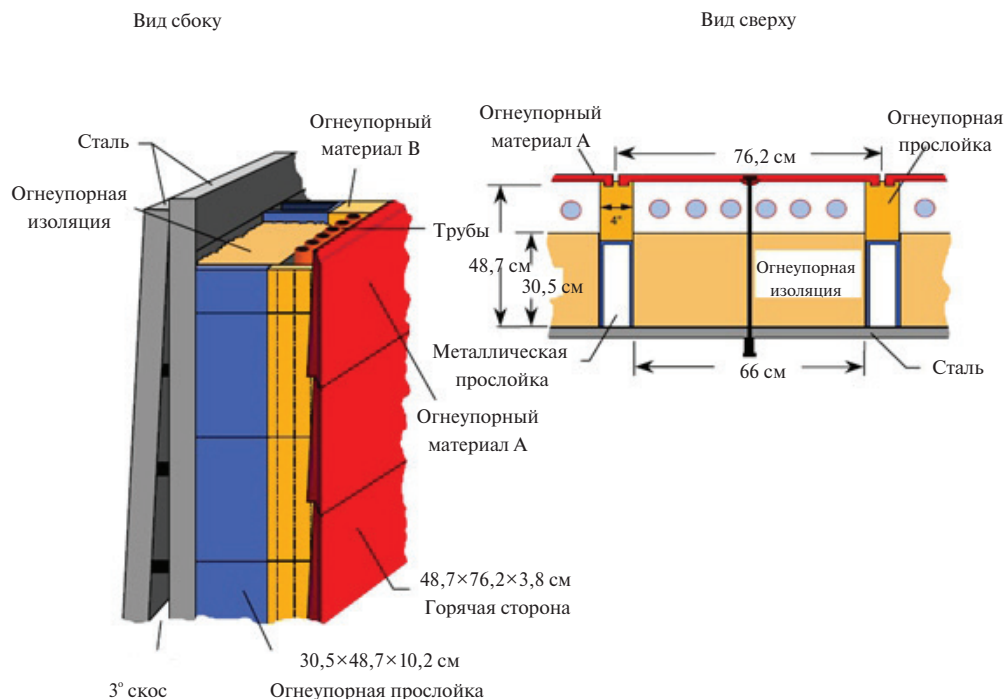


Рис. 1.4. Конструкция радиационной панели «трубы в коробке»

а



б



Рис. 1.5. Опытная радиационная воздушнонагревательная установка без экранирующих огнеупорных панелей — *а* и с ними — *б*

Панель устанавливалась на стенке цилиндрической камеры сгорания (диаметром 1,6 м), испытания проводились как при сжигании природного газа, так и иллинойского угля (США). Суммарная наработка панели составила более 2600 ч, из них 1300 ч — при сжигании природного газа, 1302 ч — угля. По результатам испытаний была предложена конструкция промышленной установки радиационной секции: га-

баритные размеры 18,3 м в высоту, 11 м в диаметре; диаметр трубки ~ 51 мм; в коробке 6 трубок с шагом между трубками $\sim 2d$.

Отдельной задачей исследования был выбор материала для огнеупорных панелей (огнеупорные панели А, рис. 1.4). Для выбора материалов для огнеупорных панелей были сформулированы требования:

- теплопроводность $\lambda > 5 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$ при 1300°C ;
- сопротивляемость коррозии $< 0,13 \text{ мм/1000 часов}$ при 1400°C (под воздействием шлака иллийского угля);
- коэффициент излучения $\epsilon > 0,8$ при 1100°C ;
- модуль упругости $E < 137 \text{ ГПа}$ при комнатной температуре и $E < 40 \text{ ГПа}$ при 1400°C ;
- прочность $\sigma > 21 \text{ МПа}$ при 1400°C ;
- ползучесть $< 1 \%$ при давлении 7 МПа после 10000 часов;
- максимально допустимый температурный градиент 10°C/мм .

В соответствии с указанными требованиями были выбраны огнеупорные материалы (табл. 1.1) для проведения испытаний на сопротивляемость шлаковой коррозии — одной из наиболее важных характеристик футеровки.

Таблица 1.1

Состав огнеупорных материалов

Наименование материала	Компоненты, %									
	SiC	Al ₂ O ₃	SiO ₂	Fe ₂ O ₃	TiO ₂	CaO	MgO	Cr ₂ O ₃	Ще- лочи	Дру- гие
Descon A 98	0	97,6	0,2	0,1	0	1,9	0,1	0	0,1	0
Castolast G	0	94	0,1	0,1	0	5,6	0,1	0	0,1	0
Greencast 94	0	94,5	0,1	0,2	0	4,5	0,2		0,3	0
Hydrecon Tabcast	0	88,8	0,1	<0,1	<0,1	1,4	0	9,5	0,2	0
Plicast 99	0	99,64	<0,1	<0,1	0	<0,1	0	0	0,2	0
Plicast 98	0	98,6	1	0,1	0	0,1	0	0	0,2	0
Plicast 96	0	95,3	3,8	0,1	0	0,1	0	0	0,2	0
Plicast 96MAV	0	90	0	0	0	0	10	0	0	0
Narcocast 60	0	62,2	28	1	1,7	2,8	0,1	0	0,2	0
Monofrax L	0	90	0	0	0	0	10	0	0	0
Monofrax M	0	94	1	0	0	0	0	0	4	1
Kyocera Cr/Al	0	88–90	0	0	0	0	0	10–12	0	0
ALCOA SFL204AB	0	100	0	0	0	0	0	0	0	0
ALCOA SFL214AB	0	88	0	0	0	0	12	0	0	0
ALCOA SFL224AB	0	71	0	0	0	0	29	0	0	0
SiC/Al 90/10	0	90	10	0	0	0	0	0	0	0

Результаты лабораторных испытаний огнеупорных материалов на устойчивость к шлаковой коррозии приведены в табл. 1.2. Наиболее коррозионно-стойким при испытании различными видами шлака (шлак углей *Illinois* № 6, *Center (MRY)*, *Cordero Rojo*, лигнитовый шлак) показал себя алюмохромовый материал *Kyocera Cr/Al*. Скорость рецессии поверхности при динамическом испытании продолжительностью 103 часа составила для него 0,023 мм/ч. Однако, из-за низкой теплопроводности, плохой устойчивости к термическим напряжениям и возможных трудностей при утилизации отработавшего материала (выщелачивание хрома) от алюмохромовых кирпичей отказались в пользу материала *Monofrax M* (α/β - Al_2O_3). Он обладает оптимальным сочетанием всех свойств. Данный материал, кроме того, коммерчески доступен и может быть обработан для достижения требуемых характеристик и форм на станке.

Таблица 1.2

Результаты испытаний огнеупорных материалов

Название огнеупорного материала	Температура обжига, °C	Температура во время теста, °C	Шлак угля	Продолжительность теста, ч	Средняя глубина рецессии, мм	Скорость рецессии, мм/ч
Descon 98	1600	1600	Illinois № 6	5	1,52	0,25
Castolast G	1600	1600	Illinois № 6	5	7,62	1,52
Greencast 94	1600	1600	Illinois № 6	5	7,62	1,52
Hydrecon Tabcast (Cr/Al castable)	1600	1500	Illinois № 6	45	5,08	0,1
Plicast 99	1500	1500	Illinois № 6	91	12,7	0,13
	1600	1500	Illinois № 6	63	2,03	0,025
	1625	1500	Coal Creek	4	Блок треснул	н. д.
	н. д.	1400	Illinois № 6	100	5,08	0,051
+1 % Y_2O_3	1500	1500	Illinois № 6+3 % Alumnia	100	5,08	0,051
	1500	1500	Alumnia	47	5,08	0,13
Plicast 98	1600	1600	Illinois № 6	103	7,62	0,076
	1600	1500	Illinois № 6	54	15,24	0,25
	1625	1500	Cordero Rojo	10	5,08	0,51
	н/д	1500	Illinois № 6	100	2,54	0,025

Окончание табл. 1.2

Название огнеупорного материала	Температура обжига, °С	Температура во время теста, °С	Шлак угля	Продолжительность теста, ч	Средняя глубина рецессии, мм	Скорость рецессии, мм/ч
w/Mullite Coating	1625	1400	Illinois № 6	100	7,62	0,076
w/Alumina Coating	1625	1500	Illinois № 6	90	7,62	0,076
Plicast 96	1600	1500	Illinois № 6	5	2,54	0,51
	1600	1600	Illinois № 6	140	7,62	0,051
	1625	1500	Cordero Rojo	10	5,08	0,51
Plicast 90MAV	1625	1500	Illinois № 6	25	5,08	0,23
	1625	1500	Center (MRY)	25	5,08	0,23
Narcocast 60	1600	1500	Illinois № 6	50	15,24	0,25
Monofrax L	1500	1500	Illinois № 6	70	20,32	0,25
(fused cast)	1500	1500	ICoal Creek	100	5,08	0,051
Monofrax M	1500	1500	Illinois № 6	100	7,62	0,076
(fused cast)	1500	1500	Coal Creek	100	7,62	0,076
Kyocera Cr/Al (fused cast)	1500	1500	Illinois № 6	103	2,29	0,023
ALCOA SFL204AB3	1625	1500	Illinois № 6	8	1,27	0,15
	1625	1500	Center (MRY)	10	5,08	0,51
ALCOA SFL214AB3	1625	1500	Illinois № 6	25	5,08	0,2
	1625	1500	Center (MRY)	25	12,7	0,51
ALCOA SFL224AB3	1625	1500	Illinois № 6	8	2,03	0,25
	1625	1500	Center (MRY)	10	10,16	0,04
SiC/Al 90/10	н. д.	1400	Illinois № 6	50	10,16	0,2

Опыт работы с паровыми котлами и стеклоплавильными печами показал, что путем правильного подбора огнеупорного материала стоимость и частота замены футеровки для рассматриваемой конструкции могут быть приемлемыми.

Таким образом, проведенные исследования позволяют считать конструкцию радиационной панели «трубы в коробке» перспективной для нагрева воздуха до температур выше 1000 °С, однако при нагреве до ~950 °С лучше искать технические решения для сведения к минимуму радиационной рекуперации.

Одной из проблем при конструировании радиационной части ВК является неравномерность нагрева передней и задней (относительно

факела) стенок труб, здесь может быть полезен опыт трубчатых ресиверов «солнечных» ГТУ (рис. 1.6) [18]. В такой ГТУ компримированный воздух после компрессора подогревается в воздушном котле-утилизаторе (продуктами сгорания после турбины) и направляется в ресивер, где догревается за счет солнечного излучения. Способ передачи теплоты в трубчатом ресивере — излучение на одну сторону труб, то есть аналогично радиационной секции ВК.

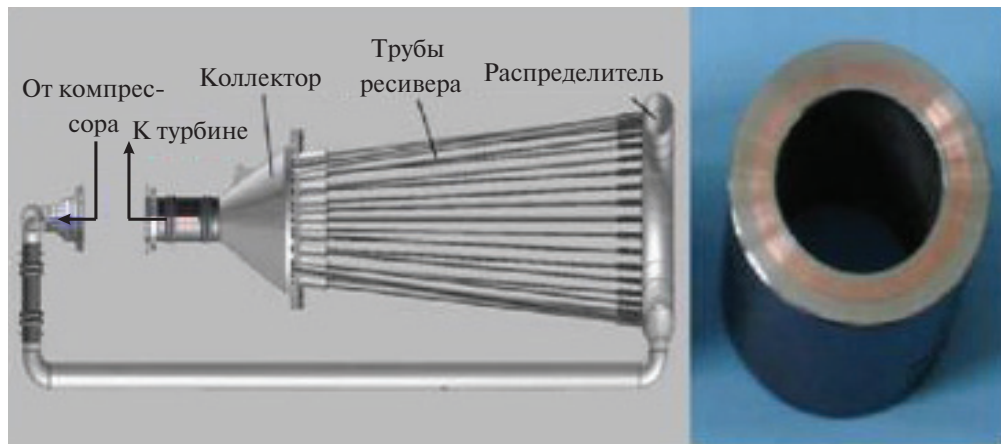


Рис. 1.6. Трубчатый ресивер «солнечной» ГТУ [18]

В конструкции пилотной «солнечной» ГТУ с микротурбиной 70 кВт использовались трубы с многослойной стенкой, выполненные из двух металлов. Наружный и внутренний цилиндрические слои трубы выполнялись из жаростойкого металла, а между ними располагался слой из медного сплава. Этот внутренний слой за счет высокой теплопроводности обеспечивал снижение разницы температур между передней и задней (относительно потока излучения) стенками труб. Используя данное техническое решение, можно сделать конструкцию радиационной секции ВК более компактной, уменьшив шаг между трубками.

Принципиальная конструкция конвективной секции этого ВК (см. рис. 1.2) представлена на рис. 1.7. Секция состоит из коридорного пучка труб ($d = 25,4$ мм, шаг между трубами по ходу газов — $3 \cdot d$, поперек — $4 \cdot d$), между собой трубы в каждом вертикальном ряду соединены пластинами, в результате между соседними вертикальными рядами создаются изолированные друг от друга каналы для прохода продуктов сгорания.

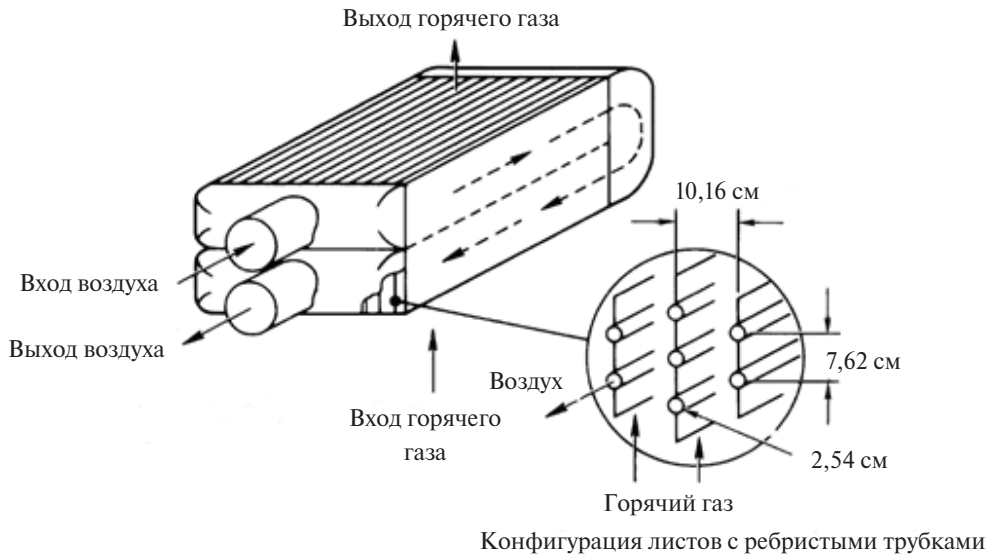


Рис. 1.7. Конструкция конвективной секции воздушного котла (HITAF)

Использование такой конструкции имеет ряд преимуществ. Во-первых, поскольку коэффициент теплопередачи от продуктов сгорания (α_t) составляет лишь около 25 % от коэффициента с воздушной стороны (α_v), увеличение поверхности обеспечивает больший тепловой поток и уменьшение размера конвективного воздухоподогревателя примерно на 30 % по сравнению с пучком гладких труб. Во-вторых, такая конструкция прочнее и жестче, чем обычные трубы, и менее восприимчива к кольцевым термическим напряжениям. Соединение соседних труб плавниками уменьшает окружной градиент температур в стенках труб. В-третьих, так как гладкая внешняя поверхность профиля оребренной трубной доски совмещена с горячими линиями газового потока, и пространство для рециркуляции газов между трубами отсутствует, осаждение золы на поверхностях воздухоподогревателя будет значительно снижено. И, наконец, за счет ограничения температуры горячего газа до 982 °С оребренная трубная доска может быть выполнена из металлических сплавов с использованием традиционных способов изготовления.

В промежуточных отчетах программы *HIPPS* [22] рассматривалась возможность догрева воздуха в керамической рекуперативной секции ВК за счет сжигания синтез-газа (см. рис. 1.8 и 1.9) после его нагрева в конвективной и радиационной секциях с металлическими поверхностями нагрева.

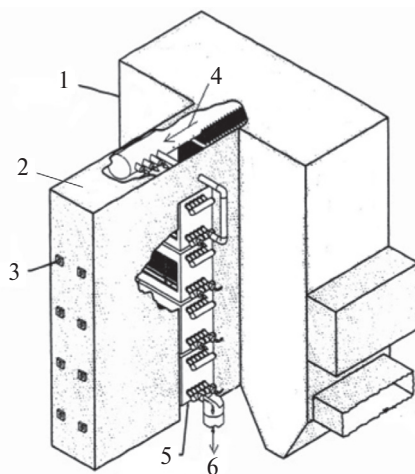


Рис. 1.8. Воздушный котел с керамической рекуперативной секцией:

1 — воздушный котел на твердом топливе с металлическими поверхностями нагрева; 2 — керамическая секция ВК; 3 — газовые горелки; 4 — поток компримированного воздуха на входе в керамическую секцию; 5 — модуль керамической секции; 6 — поток компримированного воздуха на выходе керамической секции

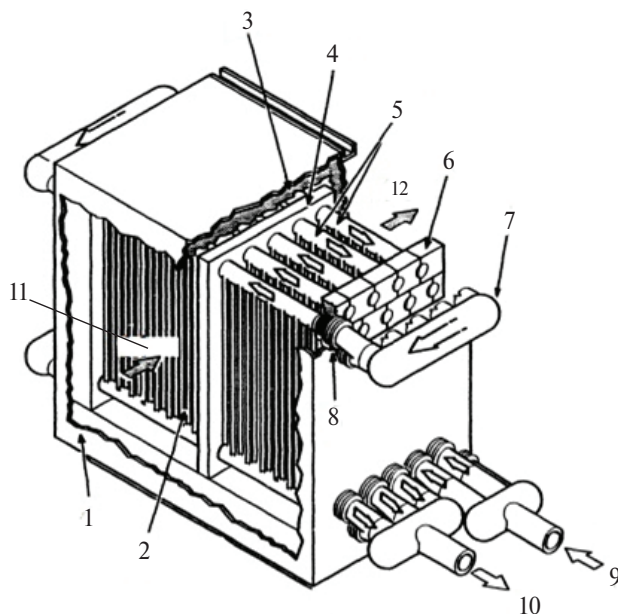


Рис. 1.9. Модуль керамической рекуперативной секции [22]:

1 — наружный корпус; 2 — керамические трубы; 3 — тепловая изоляция; 4 — центральная опора; 5 — керамические коллекторы; 6 — направляющая опора; 7 — металлический коллектор; 8 — узлы соединения металла и керамики; 9, 10 — вход и выход воздуха, соответственно; 11, 12 — вход и выход продуктов сгорания, соответственно

Однако, поскольку керамические рекуперативные теплообменники обладают известными недостатками (ограниченные напряжения на растяжение и изгиб, хрупкость, низкая термостойкость, проблема соединения отдельных частей керамических теплообменных аппаратов), в итоговом отчете проекта *HIPPS* они не рекомендовались к реализации [20].

Таким образом, рекомендованной схемой котла *HITAF* по результатам итогового отчета проекта *HIPPS* [20] остается схема с металлическими рекуператорами, представленная на рис. 1.2.

1.2. Экспериментальные исследования повышения ресурса поверхностей нагрева

По заказу Уральского федерального университета в Институте металлов¹ совместно с УрФУ (за счет гранта Российского научного фонда, проект № 14-19-00524) проведена разработка эмалевых покрытий, призванных увеличить стойкость металлов, предназначенных для поверхностей нагрева ВК, к газовой коррозии при высоких температурах.

Выбор материалов определялся их жаропрочностью при соответствующих температурах. Для поверхностей нагрева с температурой стенки ~900 °С, работающих под давлением 2–3 МПа, был выбран хромоникелевый сплав ХН60ВТ-ВД. Для поверхностей нагрева с температурой стенки до 600 °С, работающих под давлением 2–3 МПа, была отобрана нержавеющая сталь 08Х18Н10Т. Химический состав образцов представлен в табл. 1.3.

Для элементов поверхностей нагрева, рассчитанных на относительно небольшое избыточное давление (менее 0,1 МПа), была поставлена поисковая задача по определению условий использования углеродистых сталей. К разрабатываемым защитным покрытиям предъявлялись следующие требования:

- должны выдерживать температуру на поверхности эмали до 900–1100 °С;

¹ От Института металлов в работе участвовали К. В. Казак, А. К. Казак.

- состав и пределы изменения компонентов газовой среды, омывающей эмалевое покрытие: $O_2 = 0-21\%$, $N_2 = 74-78\%$, $CO_2 = 0,2-17\%$, $H_2O = 1-9\%$, содержание частиц в газовой среде — $2000-2500 \text{ мкг/м}^3$;
- допустимое количество циклов «нагрев-охлаждение» металла с эмалевым покрытием — не менее 100;
- срок службы — 60–80 тыс. ч.

Таблица 1.3

Химический состав образцов

Марка стали, сплава	Массовая доля элементов, %												Группы		
	C	Mn	Si	P	S	Cr	Ni	Mo	Ti	Fe	W	Al	коррозионно-стойкие	жаростойкие	жаропрочные
08X18H10T ГОСТ 9941–81, ø 20×2	0,071	0,46	0,75	0,031	0,018	17,6	10,3	0,007	0,26	69,7	0,001	0,007	+	+	–
ХН60ВТ-ВД ТУ 14-3-571-04, ø 16×1,5	0,089	1,84	0,71	0,012	0,011	25,4	53,01	1,36	0,43	2,4	14,10	0,40	–	–	+

Для защиты нержавеющей стали и легированных хромоникелевых сплавов применена специальная эмаль ЭВ-80, получаемая на основе бесщелочных эмалей и добавок наноразмерных (40–60 нм) оксидных порошков кремния (SiO_2), хрома (Cr_2O_3) и церия (CeO_2), вводимых при размоле фритты¹ в количестве от 2 до 5 %. Порошки-модификаторы для эмали получают методом испарения исходных материалов на ускорителе электронов с последующей конденсацией веществ в виде нанодисперсных частиц.

Эмаль ЭВ-80 имеет следующий химический состав (мас. %):

SiO_2 — 37,0; BeO — 3,0; CaO — 4,0; BaO — 48,0; ZnO — 5,0; MoO_3 — 3,0.

Обжиг покрытия ЭВ-80 осуществляли при температуре 1200 °С. Полученное покрытие удерживалось с высокой прочностью, прочность сцепления с металлической поверхностью составляла 76–92,5 %.

Были исследованы изменения механических характеристик образцов после нанесения эмалевого покрытия (см. табл. 1.4). Получен-

¹ Стекловидный продукт в виде гранул, тонких пластин или волокон, полученный при гранулировании эмалевого расплава.

ные данные свидетельствуют о слабом влиянии эмалевого покрытия на прочностные свойства металла и сплава.

Таблица 1.4

Влияние защитного покрытия на механические свойства исследуемых материалов при кратковременных испытаниях

Марка металла, сплава	Температура, °С	Вид покрытия	Толщина покрытия, мкм	Предел прочности при растяжении, МПа	Относит. удлинение, %	Влияние покрытий на прочностные свойства, %
08X18H10T	900	без покрытия	—	549	37	—
		ЭВ-80	70–80	585	34	+6,5
ХН60ВТ-ВД	900	без покрытия	—	686	30	—
		ЭВ-80	70–80	712	28	+3,8

Прочность на удар исследовали на приборе с падающим бойком, ударную прочность оценивали энергией удара, приводящего к оголению металлической основы. Коэффициент вариации, характеризующий точность примененных методов исследования, находился в пределах: для ударопрочности 5–6 %, для прочности на изгиб 15–18 %, для термоусталости 6–8 %. Усредненные результаты испытаний представлены в табл. 1.5.

Таблица 1.5

Свойства покрытия ЭВ-80 на нержавеющей стали и хромоникелевом сплаве

Марка стали или сплава	Толщина, мкм	Критическая стрела прогиба, мм	Критическая энергия удара, Дж	Термоусталость, циклы
08X18H10T	90	12,1	6,03	12,5
ХН60ВТ-ВД	90	8,3	4,8	3,8

Проведены исследования убыли массы покрытия при 900 °С в течение 500 часов, в результате средняя скорость убыли массы составляла 0,0075 г/м²·ч при толщине слоя силикатно-эмалевого покрытия 0,08–1,0 мм и коэффициенте термического расширения КТР = (123·10⁻⁷) с⁻¹. Испытание на термоциклирование показало, что покрытие выдерживает более 100 теплосмен по циклу 20–900–20 °С без отколов.

Сплошность покрытия испытывалась методом высоковольтной дефектоскопии и оказалась достаточно высокой (выдержало не менее 1 кВ).

Испытания на коррозионную стойкость позволяют сделать прогноз, что покрытие замедлит коррозионное воздействие продуктов сгорания (с указанным ранее составом) при температуре 950–980 °С в 6–8 раз.

Таким образом, покрытие может быть рекомендовано к промышленному опробованию.

Для углеродистых нелегированных сталей применены составы относительно легкоплавких эмалей (№ 120 и № 132) на основе обычных щелочесодержащих эмалей с добавками оксидов алюминия, титана и бора. Химический состав полученных эмалей приведен в табл. 1.6.

Таблица 1.6

Химический состав эмалей № 120 и № 132

Эмаль № 120	SiO ₂ 49,0; B ₂ O ₃ 7,4; TiO ₂ 5,0; Al ₂ O ₃ 7,7; BaO 5,0; MnO 1,4; Co ₂ O ₃ 0,6; NiO 0,7; Na ₂ O 13,2; K ₂ O 6,5; CaF ₂ 3,5.
Эмаль № 132	SiO ₂ 58,0; B ₂ O ₃ 10,4; Al ₂ O ₃ 8,0; CaO 3,6; MnO 2,0; CoO 0,6; NiO 0,6; Na ₂ O 12,6; K ₂ O 5,5; CaF ₂ 6,8.

Для исследования свойств силикатно-эмалевых покрытий, полученных из эмалевых фритт № 120 и № 132 с огнеупорными наполнителями (размер частиц 40–60 нм), использовались стандартные образцы из углеродистых сталей с эмалевым покрытием, нанесенным на поверхность образцов по существующей в эмалировании технологии. Изготовление образцов проводилось по следующим технологическим режимам и параметрам: толщина слоя покрытия 100–120 мкм, сушка изделий при температуре 140–160 °С в течение 10 мин, обжиг при температуре 880–1000 °С в течение 5–8 минут, охлаждение на воздухе. Составы и свойства композиционных покрытий, полученных на основе эмалей № 120 и № 132, представлены в табл. 1.7.

Таблица 1.7

Составы и свойства композиционных покрытий

Основные компоненты композиционных покрытий, мас. %	Эмаль № 120			Эмаль № 132		
Al ₂ O ₃	20				10	4
SiO ₂		15				25
MgO			6			
ZrO ₂	10		10		20	
Cr ₂ O ₃		5		30		

Окончание табл. 1.7

Основные компоненты композиционных покрытий, мас. %	Эмаль № 120			Эмаль № 132		
Глина	6	5	6	8	7	6
Вода	45	48	45	45	50	45
Свойства покрытий						
Растекаемость, мм	46,0	41,0	43,0	39,0	37,0	40,0
КТР, $10^{-7} \text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}$	96,0	97,0	95,0	102,0	98,0	99,0
Температура начала размягчения, $^{\circ}\text{C}$	860	850	855	860	845	852
Прочность сцепления, МПа	5,51	5,73	5,62	6,22	6,03	5,85
Диэлектрическая сплошность, кВ	1,6	1,7	1,62	1,73	1,68	1,65

Испытания образцов с покрытиями проводились по следующему алгоритму: нагрев на 50°C выше планируемой температуры применения ($950+50$) $^{\circ}\text{C}$, выдержка в течение 30 мин и охлаждение (всего 9 циклов). Далее проводились испытания на наличие дефектов покрытия (трещин, чешуи и пузырей), которые показали отсутствие таковых, что позволяет признать покрытие «годным». Для проверки сплошности покрытия, как основного показателя коррозионной защиты металла, использовали метод высоковольтной дефектоскопии. Нарушений сплошности не выявлено.

Для оценки защитных свойств покрытия, в случае присутствия в продуктах сгорания оксидов серы, провели дополнительные испытания образцов с покрытием после термонагрузок (по методике ВНИИГАЗ ВРД 39-1.10-030-2001) в 20 %-ной соляной кислоте и 4 %-ной щелочи NaOH. Результаты испытаний позволяют сделать вывод, что эмалевое покрытие № 120 и 132 замедляет коррозию нелегированных углеродистых сталей в 10–12 раз при температуре эксплуатации 950°C .

Проведенные исследования свойств защитных покрытий показали, что применение эмали ЭВ-80 для защиты поверхностей нагрева, выполненных из нержавеющей стали и легированных хромоникелевых сплавов, позволит увеличить ресурс использования этих материалов. Разработанные эмали и покрытия на их основе на базе эмалевых фритт № 120 и № 132 удовлетворяют основным требованиям защиты низко- и среднеуглеродистых сталей и могут быть рекомендованы для защиты от высокотемпературной газовой коррозии, а также для обеспечения надежности оборудования за счет повышения жаростойких свойств элементов поверхностей нагрева, рассчитанных на отно-

сительно небольшое избыточное давление (менее 0,1 МПа) и температуру эксплуатации 900–1100 °С.

Более перспективным представляется создание биметаллической конструкции с использованием для оребрения (см. раздел 1.3.2) углеродистых сталей с эмалевыми покрытиями (№ 120 и № 132), поскольку при этом можно уменьшить расход дорогостоящего жаропрочного материала и снизить стоимость поверхностей нагрева.

1.3. Компонувочные решения и их численные исследования

Разрабатываемая воздушнонагревательная система состоит из двух воздушных котлов для подогрева циклового и дутьевого воздуха. Выбор технического решения отдельного подогрева потоков воздуха обусловлен необходимостью оптимизации компоновки трубопроводов высокотемпературного воздуха с целью сокращения его протяженности. Размещение источника горячего воздуха в непосредственной близости от его потребителя (газовой турбины — для циклового воздуха, газогенератора — для дутьевого воздуха) позволяет снизить затраты на дорогостоящий металл и сократить тепловые потери, пропорциональные длине трубопровода. Принципиальные компоновочные решения для обоих котлов приняты одинаковыми.

1.3.1. Сжатый воздух как теплоноситель

При нагреве воздуха в трубчатом рекуператоре для описания теплоотдачи (при турбулентном течении) можно воспользоваться известной [23] критериальной зависимостью:

$$\overline{Nu}_ж = 0,021 Re_ж^{0,80} Pr_ж^{0,43} (Pr_ж / Pr_c)^{0,25}. \quad (1.1)$$

Коэффициент теплоотдачи зависит от $\lambda^{0,57}$, $c_p^{0,43}$, $\mu^{-0,37}$, $d^{-0,2}$, $u^{0,8}$, $\sim p^{0,8}$ и $\sim T^{-0,53}$. Давление нагреваемого в воздушном котле воздуха определяется давлением в камере сгорания газовой турбины и в газогенераторе. Для современных энергетических газовых турбин оно составляет

порядка 2–3 МПа, давление дутьевого воздуха, подаваемого в газогенератор, составляет 3–4 МПа.

В соответствии с рекомендациями [2] скорости в конвективном воздухонагревателе могут варьироваться от 10 до 25 м/с, температура сжатого воздуха в воздушном котле 400–1000 °С, диаметр труб принимаем 10–40 мм. В результате коэффициент теплоотдачи к воздуху изменяется в широких пределах (кривые 1 и 2 на рис. 1.10).

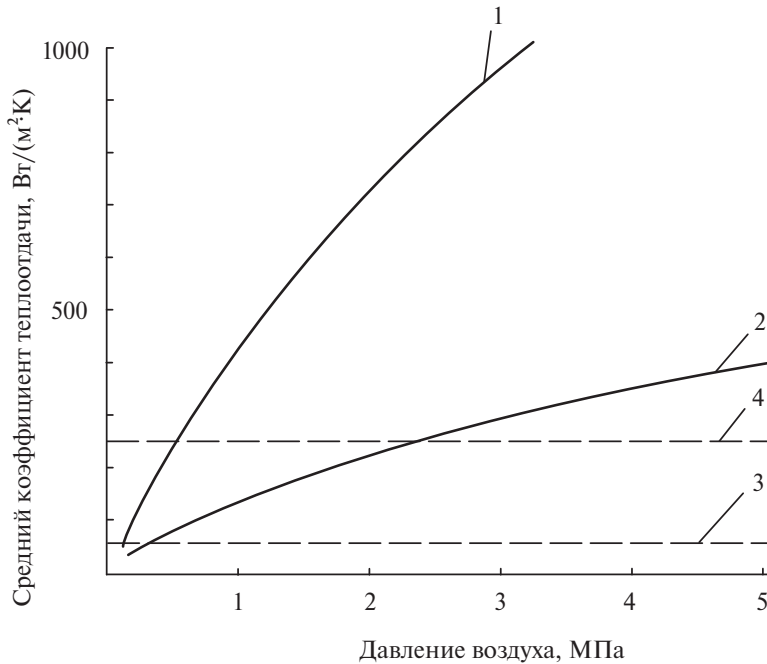


Рис. 1.10. Зависимость среднего коэффициента теплоотдачи конвекцией от давления воздуха:

1 — расчет по формуле (1.1) для условий: $u = 25$ м/с, $t = 400$ °С, $d = 10$ мм; 2 — расчет по формуле (1.1) для условий: $u = 10$ м/с, $t = 1000$ °С, $d = 40$ мм; 3 — коэффициент теплоотдачи от продуктов сгорания к коридорному трубному пучку для $t = 400$ °С, $u = 10$ м/с, $d = 40$ мм; 4 — эффективный коэффициент теплоотдачи $\alpha_{\text{эф}} = \alpha_r \cdot (S_{\text{ор}}/S_{\text{глад}})$ от продуктов сгорания к шахматному мембранному трубному пучку для $t = 1000$ °С, $u = 10$ м/с, $d = 10$ мм

Между тем коэффициент теплоотдачи со стороны продуктов сгорания α_r , для поверхностей нагрева в конвективной шахте парового котла на твердом топливе колеблется в узких пределах 50–90 Вт/(м²·К), что на порядок ниже максимально возможного уровня для $\alpha_{\text{в}}$, т. е. эффективность теплопередачи зависит от внешнего термического сопротивления (теплоотдача от газов).

Скорость продуктов сгорания с золовыми частицами не может быть увеличена выше ~ 10 м/с из-за эрозионного износа поверхностей нагрева [24], поэтому возможными способами снижения внешнего термического сопротивления являются:

1. Оребрение. В соответствии с [20] рекомендуется использовать только продольное оребрение (мембранные трубные пучки), поэтому коэффициент оребрения ($S_{\text{ор}}/S_{\text{глад}}$) ограничен. Для конструкции мембранного трубного коридорного пучка воздушного котла *HIPPS* [20] коэффициент оребрения $S_{\text{ор}}/S_{\text{глад}} = 2,3$.

2. Снижение диаметра труб, поверхностей нагрева.

В результате максимальный уровень эффективного коэффициента теплоотдачи от продуктов сгорания (при шахматном мембранном трубном пучке для $t = 1000$ °С, $u = 10$ м/с, $d = 10$ мм) $\alpha_{\text{эф}} = \alpha_{\text{г}} \cdot (S_{\text{ор}}/S_{\text{глад}}) = 250$ Вт/(м²·К), что в разы ниже максимально возможного уровня для $\alpha_{\text{в}} \sim 1000$ Вт/(м²·К) (см. рис. 1.10).

Таким образом, при конструировании поверхностей нагрева котла нужно определить оправданные пределы снижения внешнего термического сопротивления за счет оребрения и уменьшения диаметра труб. Если принять в качестве критерия оптимизации конструкции равенство внешнего и внутреннего термических сопротивлений, то могут быть разработаны рекомендации по выбору скорости течения сжатого воздуха.

1.3.2. Оптимизация конструкции теплообменного элемента для конвективной секции воздушного котла¹

Наиболее важной задачей при разработке воздушного котла является снижение затрат на дорогостоящий металл, особенно для наиболее высокотемпературных поверхностей нагрева. Для решения данной проблемы предлагается конструкция биметаллической трубы с продольным оребрением, обеспечивающим интенсификацию теплопередачи от продуктов сгорания. Внутренняя труба конструкции выполняется из материала, способного обеспечить прочность конструкции при высокой температуре (например, при температуре стенки 950 °С — сплав ХН67ВМТЮ). Наружная конструкция долж-

¹ В проведении расчетов принимала участие студентка Гильметдинова Ю. Р.

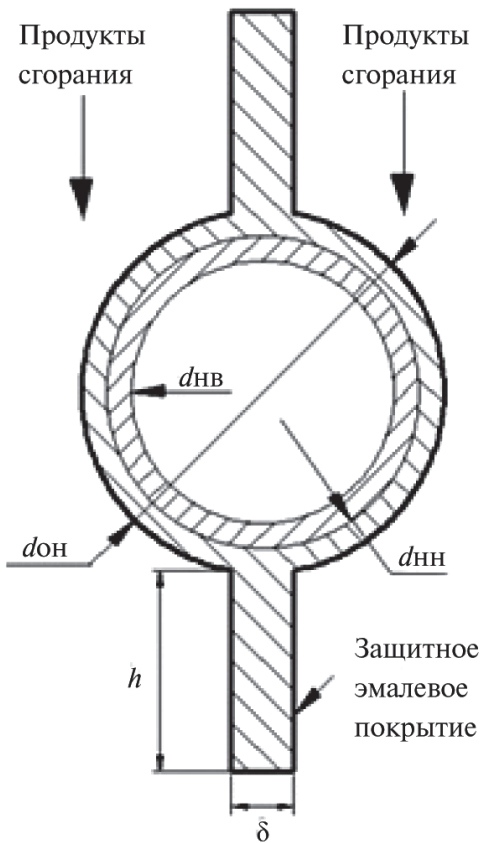


Рис. 1.11. Конструкция биметаллической трубы с продольным оребрением

на обладать тремя основными свойствами: жаростойкость (т. е. выдерживать воздействие высокой температуры), выдерживать низкие механические напряжения; низкая стоимость (по сравнению с жаропрочным сплавом); пониженное (по сравнению с исходной гладкой трубой) термическое сопротивление теплоотдачи от продуктов сгорания. В результате сформировалась конструкция, представленная на рис. 1.11.

Разработанные защитные покрытия для углеродистых сталей (см. раздел 1.2) позволяют использовать предлагаемую конструкцию при температурах до $\sim 1100^\circ\text{C}$ (см. раздел 1.2).

В качестве критерия оптимизации конструкции биметаллической оребренной трубы был принят минимум удельных денежных затрат (капитальных и эксплуатационных) на передачу одного кВт теплоты:

$$3/Q_{\tau} = ((3_{\text{ж}} + 3_{\text{yc}})/n + 3_{\text{в}} + 3_{\text{г}})/Q_{\tau}, \quad (1.2)$$

где $3_{\text{ж}}$ — капитальные затраты на жаропрочную трубу, тыс. руб.; 3_{yc} — капитальные затраты на оребренную трубу из углеродистой стали с жаростойким покрытием, тыс. руб.; n — срок службы теплообменного элемента (принят 12,5 лет или 100 тыс. ч); $3_{\text{в}}$ — затраты на перекачку сжатого воздуха, тыс. руб./год; $3_{\text{г}}$ — затраты на перекачку продуктов сгорания, тыс. руб./год; Q_{τ} — тепловой поток, передаваемый биметаллической оребренной трубой, кВт (на один погонный метр трубы).

Тепловой поток через цилиндрическую оребренную с внешней стороны стенку рассчитывают по формуле:

$$Q_{\tau}^{\text{op}} = k_{\text{op}} \cdot (t_{\text{г}} - t_{\text{в}}) \cdot S_{\text{глад}}, \quad (1.3)$$

где t_{Γ} и $t_{\text{в}}$ — температуры продуктов сгорания и воздуха, °C; $k_{\text{оп}}$ — коэффициент теплопередачи через оребренную стенку, Вт/(м²·K); $S_{\text{глад}}$ — площадь гладкой поверхности наружной трубы, м².

Коэффициент теплопередачи через оребренную цилиндрическую стенку можно рассчитать по зависимости [23]:

$$k_{\text{оп}} = \left(\frac{d_{\text{он}}}{\alpha_{\text{в}} d_{\text{нв}}} + \frac{d_{\text{он}}}{2 \cdot \lambda_{\text{ж}}} \ln \frac{d_{\text{нн}}}{d_{\text{нв}}} + \frac{d_{\text{он}}}{2 \cdot \lambda_{\text{ус}}} \ln \frac{d_{\text{он}}}{d_{\text{нн}}} + \frac{1}{\alpha_{\Gamma} \cdot \eta \cdot \varphi} \right)^{-1}, \quad (1.4)$$

где $\alpha_{\text{в}}$ и α_{Γ} — коэффициенты теплоотдачи со стороны воздуха и газов, Вт/(м²·K); $\lambda_{\text{ж}}$, $\lambda_{\text{ус}}$ — коэффициенты теплопроводности жаропрочного и углеродистого металла, Вт/(м·K); η — коэффициент эффективности оребрения; $\varphi = S_{\text{оп}}/S_{\text{глад}}$ — коэффициент оребрения; $d_{\text{нв}}$, $d_{\text{нн}}$ и $d_{\text{он}}$ — геометрические размеры, м, согласно рис. 1.11.

Коэффициент теплоотдачи с воздушной стороны определяется по зависимости (1.1):

$$\text{Nu} = 0,021 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,38}. \quad (1.5)$$

Коэффициент теплоотдачи с газовой стороны определяется по зависимости для шахматного пучка труб из мембранных панелей [24]:

$$\alpha = 0,14 \cdot C_S \cdot C_Z \cdot \frac{\lambda}{d} \cdot \left(\frac{u \cdot d}{v} \right)^{0,7} \cdot \text{Pr}^{0,33}, \quad (1.6)$$

где C_S — коэффициент, определяемый в зависимости от относительных шагов труб,

$$C_S = 0,78 \cdot \left(\sigma_1^{-1,2} \cdot \frac{\sigma_1 - 1}{\sqrt{\sigma_1^2 + 4 \cdot \sigma_2^2 - 2}} + 1 \right), \quad (1.7)$$

здесь $\sigma_1 = s_1/d$ — относительный шаг труб по ходу газов; s_1 — шаг труб по ходу газов, м; $\sigma_2 = s_2/d$ — относительный шаг труб поперек потока газов; s_2 — шаг труб поперек потока газов, м.

C_Z — поправка на число рядов труб по ходу газов:

при $z_2 < 8$ и $\sigma_1 < 3$ $C_Z = 1 - 0,017 \cdot (8 - z_2)$

при $z_2 < 8$ и $\sigma_1 \geq 3$ $C_Z = 1 - 0,0083 \cdot (8 - z_2)$

при $z_2 < 8$ $C_Z = 1$.

Для ребра постоянного поперечного сечения, согласно [25], коэффициент эффективности оребрения определяется по формуле:

$$\eta = \frac{\operatorname{th}(mh)}{mh}, \quad (1.8)$$

где $\operatorname{th}(mh)$ — гиперболический тангенс от (mh) ; h — высота ребра; параметр m рассчитывается как:

$$m = \sqrt{\frac{2 \cdot \alpha_r}{\lambda_{yc} \cdot \delta}}, \quad (1.9)$$

где δ — толщина ребра.

Исходные данные, принятые для расчета биметаллической трубы с продольным оребрением, приведены в табл. 1.8.

Таблица 1.8

Исходные данные для расчета¹

Параметр	Обозначения	Размерность	Величина
Внутренний диаметр неоребренной трубы	$d_{нв}$	мм	21
Наружный диаметр неоребренной трубы	$d_{нн}$	мм	25
Наружный диаметр оребренной трубы	$d_{он}$	мм	29
Толщина ребра	δ	мм	3
Коэффициент теплопроводности жаропрочного сплава	$\lambda_{ж}$	Вт/(м·К)	16
Коэффициент теплопроводности углеродистой стали	λ_{yc}	Вт/(м·К)	43
Средняя температура продуктов сгорания	—	°С	950
Средняя температура воздуха	—	°С	850
Стоимость жаропрочного сплава	—	тыс. руб./т	3000
Стоимость углеродистой стали с покрытием	—	тыс. руб./т	50

В расчете варьировались:

- высота ребра (h), при этом с ростом h увеличивались капитальные затраты на оребренную трубу из углеродной стали с жаростойким покрытием ($З_{yc}$) и затраты на перекачку продуктов сгорания ($З_r$);
- скорость воздуха, при этом с ростом скорости воздуха увеличивался тепловой поток Q_r и возрастали затраты на перекачку сжатого воздуха ($З_в$).

¹ Стоимость металлов приведена авторами в ценах 2014 г.

В результате расчетов получены зависимости удельных денежных затрат (см. формулу (1.2)), которые имеют экстремум в зависимости от h и от скорости воздуха (рис. 1.12–1.14).

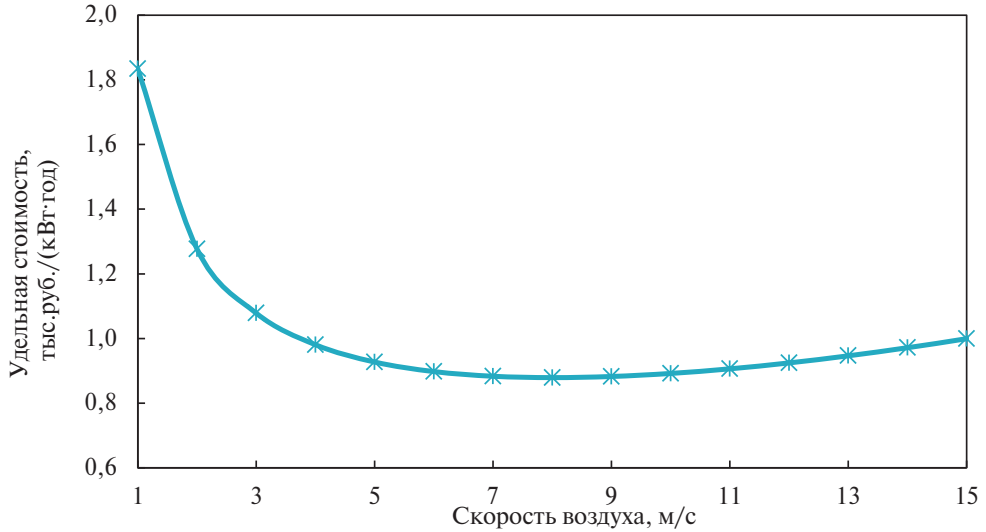


Рис. 1.12. Зависимость удельных денежных затрат для гладкой трубы ($d_{\text{нн}}/d_{\text{нв}} = 25 \text{ мм}/21 \text{ мм}$) от скорости воздуха

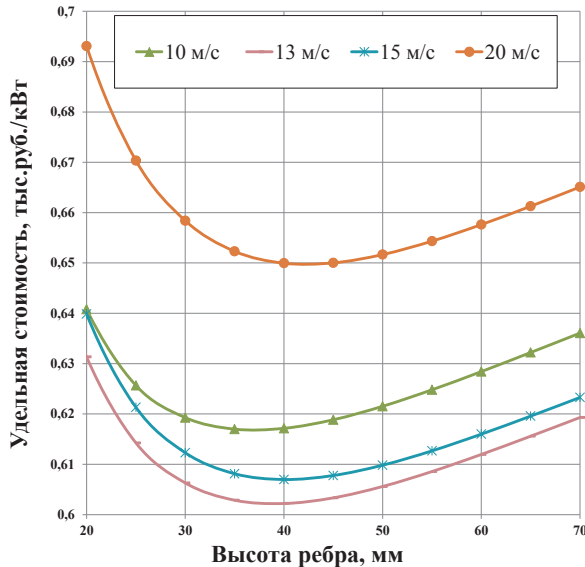


Рис. 1.13. Зависимость удельных денежных затрат для биметаллической трубы с продольным оребрением от высоты ребра

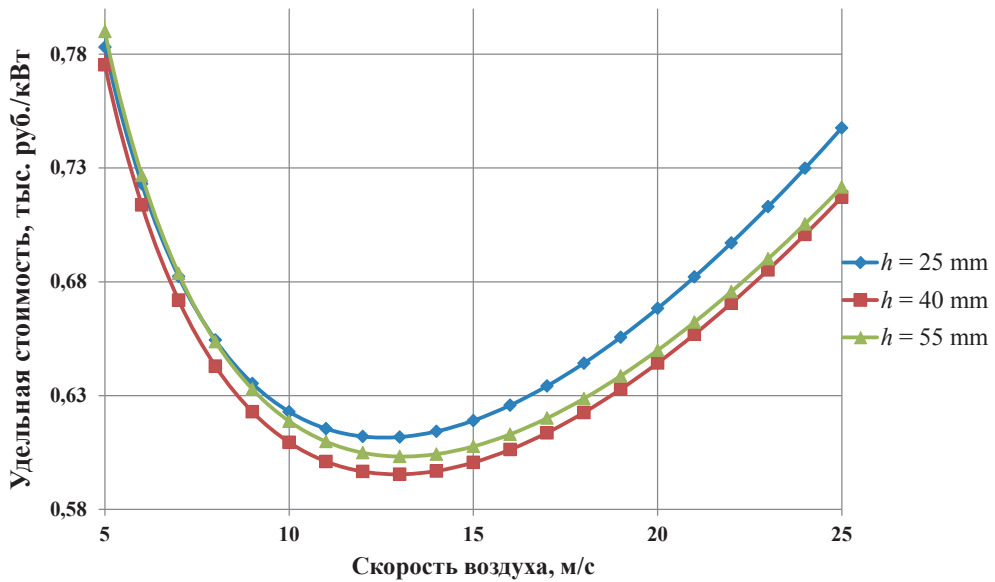


Рис. 1.14. Зависимость удельных денежных затрат для биметаллической трубы с продольным оребрением от скорости воздуха

Как видно из рис. 1.13, минимальные удельные денежные затраты для биметаллической трубы с продольным оребрением достигаются при высоте ребра 40 мм и составляют 0,6 тыс. руб./($\text{кВт} \cdot \text{год}$), что почти в 1,5 раза ниже, чем для гладкой трубы (см. рис. 1.12). Для достижения минимума удельных денежных затрат скорость воздуха должна быть 11–15 м/с (рис. 1.14).

1.3.3. Воздушный котел для ПГУ-ВЦГ 500 МВт

Поскольку компримированный воздух до температуры 900°C можно нагревать в конвективных поверхностях воздушного котла, то от радиационных поверхностей нагрева решено отказаться. Сжигать топливо в котле предлагается по схеме с низкотемпературным вихрем (НТВ), а поддержание низкой температуры в топке предлагается осуществлять за счет газового охлаждения (рециркуляцией продуктов сгорания с выхода конвективной шахты котла в топку). В результате для воздушного котла ПГУ-ВЦГ 500 МВт принята схема, представленная на рис. 1.15.

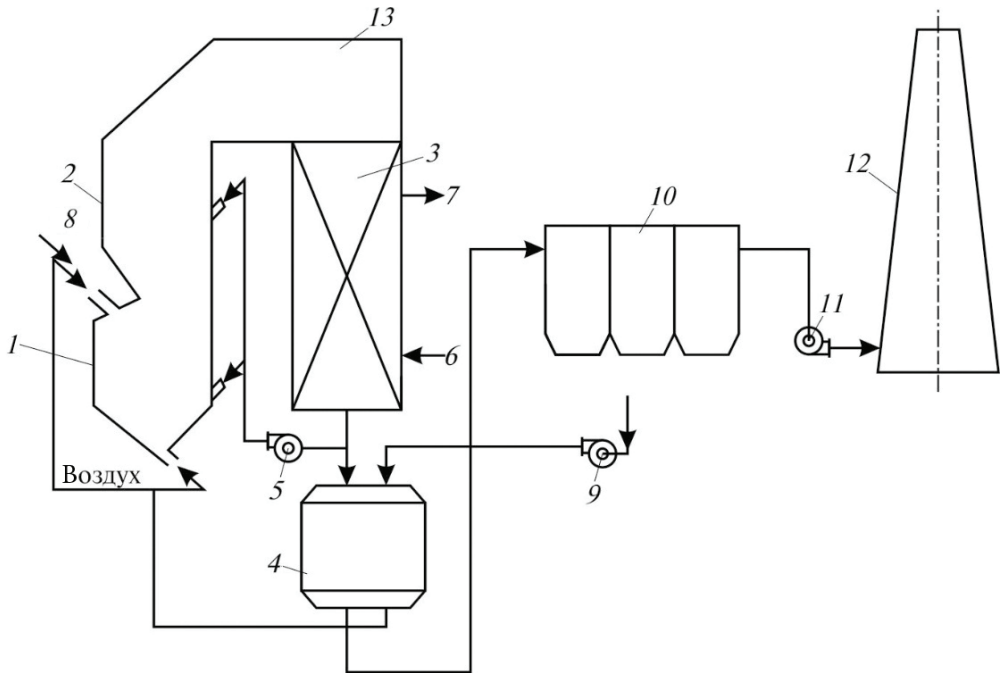


Рис. 1.15. Схема воздушного котла с топкой НТВ и конвективной секцией нагрева компримированного воздуха:

1 — вихревая зона горения топки НТВ; 2 — прямоточная зона горения топки НТВ; 3 — конвективный воздухонагреватель; 4 — регенеративный воздухоподогреватель; 5 — дымосос рециркуляции газов; 6, 7 — вход и выход компримированного воздуха; 8 — подвод твердого топлива; 9 — дутьевой вентилятор; 10 — система очистки дымовых газов; 11 — дымосос; 12 — дымовая труба, 13 — поворотная камера

Для снижения стоимости поверхностей нагрева принята биметаллическая мембранная конструкция труб для наиболее теплонапряженных поверхностей нагрева с внутренним диаметром жаропрочных труб 10 мм.

Исходные данные и результаты расчета воздушного котла для нагрева циклового воздуха, подаваемого в камеру сгорания газовой турбины, и дутьевого воздуха, направляемого в газогенератор, представлены в табл. 1.9 и 1.10 (пример расчета воздушного котла с камерной топкой для ПГУ-ВЦГ 500 МВт представлен в прил. 1).

Таблица 1.9

**Исходные данные и результаты расчета воздушного котла
для нагрева циклового воздуха**

Исходные данные	
Тепловая мощность воздушного котла для циклового воздуха	259 МВт
Температура компримированного воздуха на входе/выходе	450/900 °С
Давление компримированного воздуха	2 МПа
Расход компримированного воздуха	500 кг/с
Топливо	Кузнецкий 1 СС, теплота сгорания — 23,4 МДж/кг
Результаты расчета	
Расход топлива	12 кг/с
Температура газов на входе/выходе конвективного ВН	1000/500 °С
Коэффициент избытка воздуха в топке	1,6
Доля рециркуляции газов	1,9
Площадь неоребранных труб/стоимость поверхностей нагрева котла ¹ :	
часть I (сталь ХН67 ВМТЮ с биметаллическим мембранным пучком)	2630 м ² /79 млн руб.
часть II (сталь ХН60 ВТ с биметаллическим мембранным пучком)	1260 м ² /29,1 млн руб.
часть III (сталь ХН35 ВТ с биметаллическим мембранным пучком)	1570 м ² /17,3 млн руб.
часть IV (сталь 12Х18 Н10 Т)	3020 м ² /10,0 млн руб.
часть V (сталь 12Х1 МФ)	9570 м ² /6,7 млн руб.
Итого	18050 м ² /142 млн руб.
Температура уходящих газов	130 °С
Тип регенеративного воздухоподогревателя	трубчатый
Температура подогрева воздуха, подаваемого в горелочные устройства ВК	420 °С
КПД котла брутто	92,4 %

¹ Стоимость металлов в табл. 1.9 и 1.10 предоставлена авторами в ценах 2014 г.

Таблица 1.10

**Исходные данные и результаты расчета воздушного котла
для нагрева дутьевого воздуха**

Исходные данные	
Тепловая мощность воздушного котла для дутьевого воздуха	51,3 МВт
Температура компримированного воздуха на входе/выходе	600/900 °С
Давление компримированного воздуха	3 МПа
Расход компримированного воздуха	150 кг/с
Топливо	кузнечный 1 СС, теплота сгорания — 23,4 МДж/кг
Результаты расчета	
Расход топлива	2,39 кг/с
Температура газов на входе/выходе конвективного ВН	1000/650 °С
Коэффициент избытка воздуха в топке	1,6
Доля рециркуляции газов	1,9
Площадь неоребранных труб/стоимость поверхностей нагрева котла:	
часть I (сталь ХН67 ВМТЮ с биметаллическим мембранным пучком)	1320 м ² /39,5 млн руб.
часть II (сталь ХН60 ВТ с биметаллическим мембранным пучком)	210 м ² /4,9 млн руб.
часть III (сталь ХН35 ВТ с биметаллическим мембранным пучком)	520 м ² /5,7 млн руб.
Итого	2050 м ² /50,1 млн руб.
Температура уходящих газов	130 °С
Тип регенеративного воздухоподогревателя	трубчатый
Температура подогрева воздуха, подаваемого в горелочные устройства ВК	580 °С
КПД котла брутто	91,8 %

Вопрос о возможности компоновки большого числа параллельных пакетов относительно коротких труб требует дальнейшей проработки. Немаловажным показателем для воздушного котла являются удельные выбросы вредных веществ в атмосферу. Применяемая в воздушном котле технология сжигания НТВ позволяет получить значения вредных выбросов ниже нормативных. Так, для котла на буром угле паропроизводительностью 220 т/ч при использовании НТВ-технологии фактические концентрации оксидов азота в уходящих газах (приведенные к нормальным условиям и $\alpha = 1,4$) составили 200–250 мг/нм³ (норма-

тивные 350 мг/нм^3 [26]), оксида углерода — не более 150 мг/нм^3 (нормативные 400 мг/нм^3 [26]), степень связывания оксидов серы в котле за счет основных оксидов собственной золы топлива составила 40–45 % [27], что удовлетворяет современным нормативам.

Выводы к главе 1

Для нагрева компримированного воздуха (циклового или дутьевого) до $\sim 950^\circ\text{C}$ лучше искать средства для сведения к минимуму радиационной рекуперации. Наиболее перспективным представляется конструкция конвективного рекуперативного воздухонагревателя с поверхностями нагрева в виде металлических мембранных трубных пучков.

По заказу Уральского федерального университета в Институте металлов совместно с УрФУ разработаны эмалевые покрытия для защиты изделий из углеродистых нелегированных сталей от высокотемпературной газовой коррозии, рассчитанных на относительно небольшое избыточное давление (менее $0,1 \text{ МПа}$) и с температурой эксплуатации $900\text{--}1100^\circ\text{C}$.

Перспективным представляется создание биметаллической конструкции с использованием углеродистых сталей с эмалевыми покрытиями для оребрения жаропрочной трубы, поскольку при этом можно снизить стоимость поверхностей нагрева.

Расчеты удельных денежных затрат для биметаллической трубы (жаропрочная труба с продольными ребрами из углеродистой стали с защитным эмалевым покрытием) показали, что они достигают минимума $0,6 \text{ тыс. руб.}/(\text{кВт}\cdot\text{год})$ при высоте ребра 40 мм и скорости воздуха $11\text{--}15 \text{ м/с}$, что почти в 1,5 раза ниже, чем для гладкой трубы.

Для ПГУ-ВЦГ 500 МВт принята схема с двумя воздушными котлами, один для нагрева дутьевого воздуха на газогенератор, а другой для нагрева циклового воздуха на камеру сгорания газовой турбины. Принципиальная конструкция обоих котлов одинакова, топка с низкотемпературным вихрем (НТВ), с поддержанием низкой температуры в топке за счет газового охлаждения (рециркуляцией продуктов сгорания с выхода конвективной шахты котла в топку). Нагрев компримированного воздуха (циклового или дутьевого) осуществляется только в конвективной шахте котла, а поверхности нагрева предлага-

ется выполнить из биметаллических труб (жаропрочные трубы внутренним диаметром 10 мм с продольными ребрами из углеродистой стали с защитным эмалевым покрытием). В результате стоимость поверхностей нагрева сокращается в ~2,8 раза по сравнению с воздушным котлом традиционной компоновки [20].

Вопросы для самоконтроля

1. Какие требования предъявляются к огнеупорным панелям радиационной части воздушного котла?
2. Какая конструкция для конвективных пучков воздушного котла считается оптимальной?
3. Какие средства можно использовать для защиты поверхностей нагрева от высокотемпературной коррозии?
4. От каких параметров зависит коэффициент теплоотдачи при нагреве воздуха?
5. Почему использование биметаллической трубы с продольным оребрением является эффективным решением?
6. По каким параметрам проводилась оптимизация теплообменного элемента в виде биметаллической трубы с продольным оребрением?
7. Какой способ сжигания предложен для воздушного котла ПГУ-ВЦГ 500 МВт?

Список библиографических ссылок к главе 1

1. Шукин А. А. Экономия топлива в черной металлургии. — М. : Металлургия, 1973. — 272 с.
2. Тебеньков Б. П. Рекуператоры для промышленных печей. — М. : Металлургия, 1975. — 101 с.
3. Получение и применение продуктов газификации угля в доменной плавке / И. Г. Товаровский, И. И. Солодкий, И. Я. Толмачев, Ю. А. Дронов, Е. Г. Шадек, Г. И. Товаровская. — М. : Черметинформация, 1992. — 101 с.
4. Лисиенко В. Г. Совершенствование и повышение эффективности энерготехнологий и производств. Т. 2, кн. 1: Новые спосо-

- бы, модельные и экспериментальные исследования: монография. — Екатеринбург : УрФУ, 2013. — 592 с.
5. Сорока Б. С., Воробьев Н. В., Карабчиевская Р. С. Расчет основных характеристик высокотемпературного трубчатого рекуператора при интенсификации теплообмена внутри труб // Энерготехнологии и ресурсосбережение. — 2011. — № 5. — С. 47–54.
 6. Клер А. М., Тюрина Э. А., Медников А. С. Угольная парогазовая установка с нагревом рабочего тела газотурбинного цикла в регенеративных теплообменниках периодического действия // Известия Томского политехнического университета. — 2013. — Т. 323, № 4. — С. 75–80.
 7. Analysis of Power Generation System on Gasification of Coal and Solid Wastes Using High Temperature Air / K. Kobayashi, K. Yoshikawa, K. Tsuji, S. Shioda // International Conference on MHD Power Generation and High Temperature Technologies. Beijing, — CHINA, October 12–15, 1999.
 8. Moshida S., Kasahara M., Hasegawa T. Highly Preheated Gas Generator with Use of Ceramic Honeycombttype Regenerative Heat Exchange // International Symposium on High Temperature Air Combustion and Gasification. — Kaohsiuhg, Taiwan, Jan. 20–22, 1999.
 9. Feasibility Study of Molten Carbonate Membrane Desulfurizer / K. Yamashita, K. Murata, Y. Nakada et. al. // Proc. of the 2nd International High Temperature Air Combustion Symposium. — Kaohsiung, Taiwan, January 20–22, 1999.
 10. Oakey J. E. Power plant life management and performance improvement. — Woodhead Publishing Limited, 2011.
 11. Щварц В. А. Конструкции газотурбинных установок. — М. : Машиностроение, 1970. — 436 с.
 12. Rao A. D. Combined cycle systems for near-zero emission power generation. — Woodhead Publishing Limited, 2012.
 13. Shenker J., Torpey M., Nehrozoglu A. Engineering development of coal-fired high-performance power systems // Conference Proceedings. Advanced Coal-Based and Environmental Systems. — Pittsburgh, 1997.
 14. Kautz M., Hansen U. The externally-fired gas-turbine (EFGT-Cycle) for decentralized use of biomass // Applied Energy. — 2007. — Vol. 84. — P. 795–805.

15. Iora P., Silva P. Innovative combined heat and power system based on a double shaft intercooled externally fired gas cycle // *Applied Energy*. — 2013. — Vol. 105. — P. 108–115.
16. Al-attab K. A., Zainal Z. A. Performance of high-temperature heat exchangers in biomass fuel powered externally fired gas turbine systems // *Renewable Energy*. — 2010. — Vol. 35. — P. 913–920.
17. Solar gas turbine systems: Design, cost and perspectives / P. Schwarzbözl, R. Buck, C. Sugarmen, A. Ring, M. J. M. Crespo, P. Altwegg, J. Enrile // *Solar Energy*. — 2006. — Vol. 80. — P. 1231–1240.
18. Ho C. K., Iverson B. D. Review of high-temperature central receiver designs for concentrating solar power // *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. — 2014. — Vol. 29. — P. 835–846.
19. Avila-Marin A. L. Volumetric receivers in solar thermal power plants with central receiver system technology: a review // *Solar energy*. — 2011. — Vol. 85. — P. 891–910.
20. Combustion 2000: Final Technical Report // United Technologies Research center. — Connecticut, 2001. — 928 p.
21. Липов Ю. М., Третьяков Ю. М. Котельные установки и парогенераторы. — М. ; Ижевск : Регулярная и хаотическая динамика, 2003. — 592 с.
22. Development of high-performance coal-fired power generating system with pyrolysis gas and char-fired high temperature furnace (HITAF): Quarterly Progress Report / Foster Wheeler Development Corporation. — New Jersey. — 1993. — 122 p.
23. Исаченко В. П., Осипова В. А., Сукомел А. С. Теплопередача. — М. : Энергоиздат, 1981. — 488 с.
24. Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод). — 3-е изд., доп. и перераб. — Санкт-Петербург : НПО ЦКТИ, 1998. — 256 с.
25. Развитие поверхности теплообмена / Д. Керн, А. Краус [и др.]. — М. : Энергия, 1977. — 80 с.
26. ГОСТ Р 50831–95. Установки котельные. Тепломеханическое оборудование. Общие технические требования. — Введ. 1997–01–01. — М. : Изд-во стандартов, 1997. — 14 с.
27. Тринченко А. А. Внедрение низкотемпературной вихревой технологии сжигания в энергетических котлах как способ повышения их экологических показателей // *Научно-технические ведомости СПбГПУ*. — 2014. — № 4 (207). — С. 61–70.

Глава 2.

СИСТЕМА ОХЛАЖДЕНИЯ СИНТЕЗ-ГАЗА

2.1. Обзор наиболее распространенных способов охлаждения синтез-газа

В промышленных процессах с поточными газогенераторами используется пять основных способов охлаждения газа:

- (1) Впрыском воды на выходе газогенератора (водяное охлаждение или квенчинг);

- (2) Смешением с потоком охлажденного газа на выходе газогенератора (газовое охлаждение);

- (3) Вводом вторичного топлива для поддержания эндотермической реакции газификации (химическое охлаждение);

- (4) Радиационной рекуперацией;

- (5) Конвективной рекуперацией.

Устройства на базе способов (1)–(3) — смешивающего типа, а (4)–(5) — поверхностного. Способ (1) используется преимущественно в технологиях, где критерий надежности преобладает над тепловой эффективностью. Полученный газ после быстрого и глубокого охлаждения и промывки чаще всего предназначается для использования в качестве сырья в последующих технологических цепочках. В энергетике данное устройство находит ограниченное применение, поскольку сопровождается практически полной потерей физической теплоты синтез-газа. Однако для коммерческих энергоблоков ПГУ-ВЦГ водяной квенчинг является наиболее распространенным.

Способы охлаждения (2)–(4) традиционно используются преимущественно в энергетике. Основное назначение — «снять» высокопотенциальную теплоту и пройти критическую температуру фазового перехода и остеклования основной массы жидкокапельного шлакоуноса. Например, в топке парового энергетического котла применяют-

ся экранные поверхности — (4), ступенчатое сжигание топлива — (3), газовое регулирование температуры пара (рециркуляцией продуктов сгорания) — (2). Используются способы (2)—(4) и в разрабатываемых проектах ПГУ-ВЦГ.

При использовании химического охлаждения (3) не менее важным является решение задачи повышения термохимической эффективности процесса газификации, при которой возрастает доля химически связанной энергии, направляемой с синтез-газом в верхний (газотурбинный) цикл ПГУ.

Конвективная рекуперация (5) используется при температурах синтез-газа ниже температуры затвердевания шлака. Конвективные газоохладители располагаются после устройств типа (2)—(4). Как энергетический объект они выполняют функции котла-утилизатора конвективного типа. В энергетических приложениях их установка рассматривается как обязательная альтернатива водяному квенчингу. Введение в схему стадии рекуперативного охлаждения газа теоретически позволяет снизить термодинамические потери в ПГУ-ВЦГ на 5–6 % (с 12–15 до 7–9 %).

В демонстрационных проектах ПГУ-ВЦГ ведется накопление опыта эксплуатации различных вариантов газоохлаждения. Важной характеристикой при выборе способов охлаждения является температура, до которой ведется охлаждение:

- (1) — до температуры насыщения водяного пара (для давлений, используемых в ПГУ-ВЦГ, это 200–250 °С);
- (2) и (4) — до 900 °С (остеклование жидкокапельного уноса);
- (3) — до 1100–1200 °С (ограничивается температурой химического реагирования);
- (5) — до 250–400 °С (ограничивается схемой газоочистки, холодной или горячей).

Другим параметром системы газоохлаждения, отличающим проекты ПГУ-ВЦГ, является тип компоновки газогенератора и газоохладителя:

1. Для газогенераторов с нисходящим потоком синтез-газа система газоохлаждения располагается либо под ним (*Siemens, GE*), либо в восходящем стояке по *U*-образной компоновке (*Shell*).

2. Для газогенераторов с восходящим потоком используется П-образная компоновка (*MHPS, Conoco Philips (E-Gas)*).

В [1] приводятся различные виды газогенераторов (по фирмам разработчикам) вместе с системой газоохлаждения. Возможные сочетания

ния способов газоохлаждения с учетом типа и компоновки газогенератора можно представить в виде блок-схем (рис. 2.1).

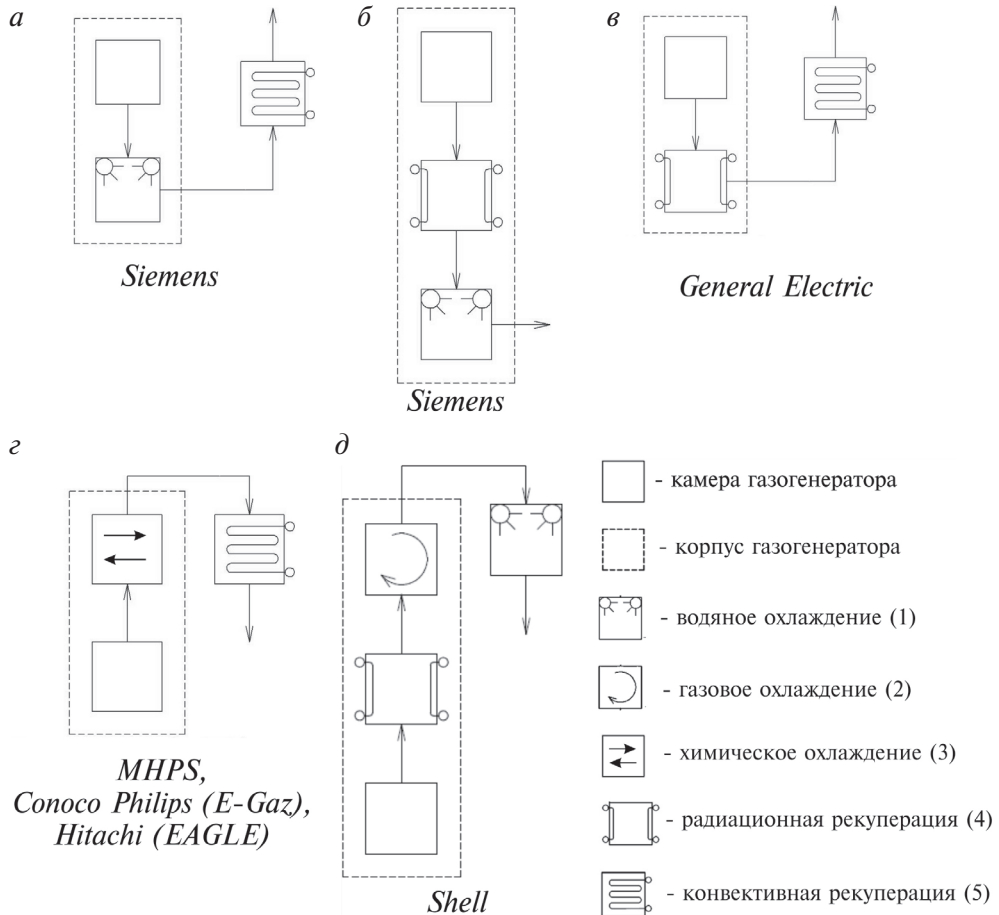


Рис. 2.1. Блок-схемы комбинаций способов газоохлаждения

Для компоновки газогенераторов с нисходящим потоком синтез-газа *Siemens* [2] рассматривает пять концепций системы газоохлаждения, использующих водяной квенчинг и рекуперативные способы охлаждения (см. рис. 2.2). Из них на практике находят применение две схемы: с водяным квенчингом в корпусе газогенератора и с конвективным газоохладителем с восходящим потоком синтез-газа (рис. 2.1, а); либо с радиационной секцией и водяным квенчингом. Последняя схема позволяет достигнуть полного охлаждения синтез-газа в корпусе газогенератора (рис. 2.1, б).

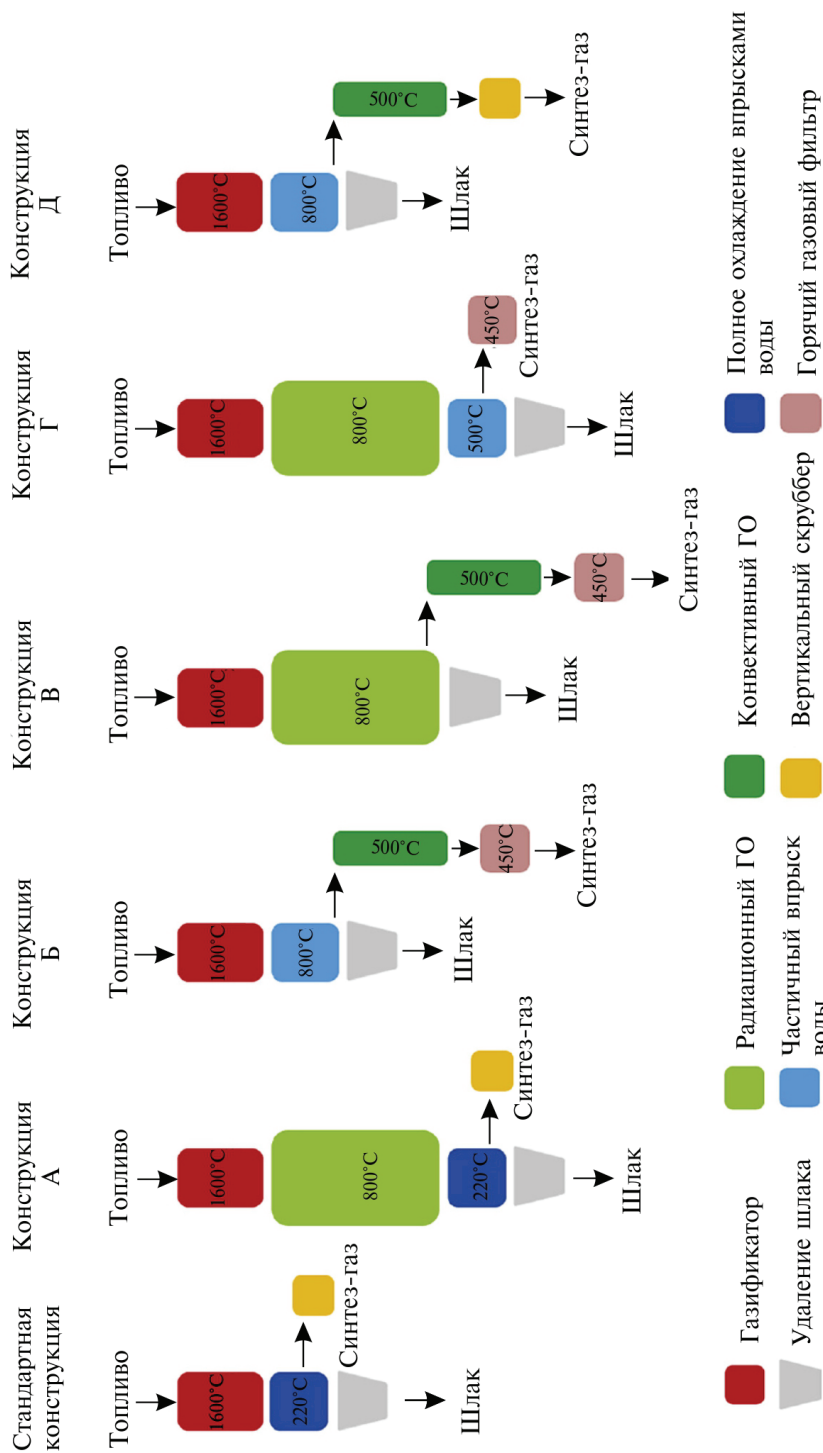
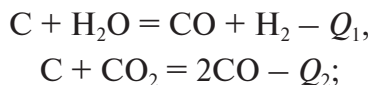


Рис. 2.2. Концепции систем газоохлаждения Siemens

В обновленном газогенераторе *General Electric* с нисходящим потоком водяной квенчинг заменен на радиационную секцию (в корпусе газогенератора) и конвективную секцию по U-образной компоновке (см. рис. 2.1, в), данная схема реализована на двух станциях *Coal Woter IGCC* и *Polk IGCC*.

В двухступенчатом газогенераторе с восходящим потоком (*MHPS*, *Conoco Philips (E-Gas)*, *Hitachi (EAGLE)*) во второй ступени реализовано химическое охлаждение. *MHPS* и *Conoco Philips (E-Gas)* осуществляют химическое охлаждение за счет подачи свежего топлива по реакциям:



а *Hitachi* (в пилотном проекте *EAGLE*) [3] — за счет подачи пара вместо применяемого в технологии *Shell* холодного синтез-газа.

Химическое охлаждение синтез-газа осуществляется до температуры 1050–1100 °С, что позволяет обеспечить остеклование частиц шлака на выходе второй ступени. Далее в отдельном корпусе размещен по П-образной компоновке конвективный газоохладитель с нисходящим потоком синтез-газа (см. рис. 2.1, г). Схема с химическим охлаждением за счет подачи во вторую ступень газогенератора свежего топлива и последующим охлаждением в конвективном газоохладителе использована на *Wabach River IGCC* (газогенератор *E-Gas*) и *Nakoso IGCC* (газогенератор *MHPS*).

Классический газогенератор *Shell* с восходящим потоком (см. рис. 2.1, д) в корпусе имеет радиационный рекуператор и газовый охладитель. Следующая за ним секция водяного квенчинга расположена вне корпуса газогенератора по П-образной компоновке. Имеется пример использования такой системы газоохлаждения в разработке ПГУ-ВЦГ электрической мощностью 310 МВт [4]. В радиационной секции газ охлаждается до температуры 1372 °С (нагреваемой средой служит пар среднего давления ~4 МПа), затем происходит охлаждение газа до 900 °С за счет рециркуляции холодного синтез-газа, отбираемого после керамического фильтра с температурой 250 °С. На следующей стадии используется конвективный газоохладитель (охлаждающей средой служит пар высокого давления ~14 МПа), после него газ проходит горячую газоочистку в керамическом фильтре при температуре 250 °С (см. рис. 2.3). Подобная схема реализована на *Bugenum IGCC* с газогенератором *Shell* и *Puertollano IGCC* с газогенератором *Prenflo*.

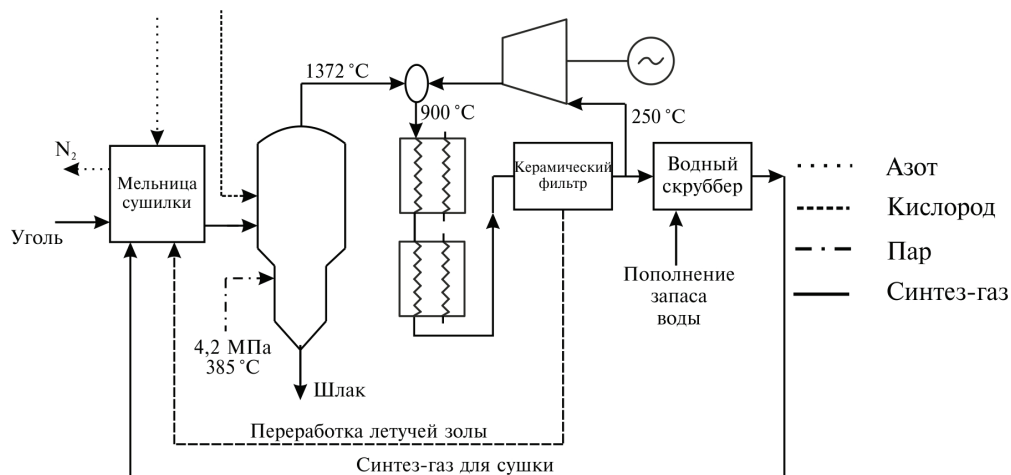


Рис. 2.3. Система газоохлаждения и газоочистки с газогенератором *Shell* для ПГУ-ВЦГ электрической мощностью 310 МВт

Для получения максимальной эффективности системы газоохлаждения необходимо исключение стадии водяного квенчинга, что позволяет практически полностью использовать доступную физическую теплоту синтез-газа в паротурбинной части ПГУ. В настоящее время по пути полного исключения водяного квенчинга идут фирмы *General Electric*, *MHPS*, *Conoco Philips (E-Gas)*, *Hitachi (EAGLE)*. Однако с учетом фактора надежности работы системы часть фирм (*Shell*, *Siemens*) сохраняют в технологии стадию водяного квенчинга.

Таким образом, процесс охлаждения синтез-газа для любой схемы можно разделить на две стадии, и если на первой (охлаждение до температуры затвердевания шлака) рассматривается несколько способов охлаждения (газовый, химический, радиационная рекуперация), то на второй стадии возможна только конвективная рекуперация. В зависимости от конкретных условий снимаемая на этой стадии доля теплоты (от общей теплоты системы газоохлаждения) изменяется от 100 % (при газовом и химическом охлаждении на первой стадии) до 40–60 % (при радиационном).

При выборе конструкции конвективного газоохладителя необходимо учитывать:

- максимальное давление одной из сред или разности давлений сред;
- термические напряжения, возникающие при температурных расширениях;

- отложения на поверхности теплообмена со стороны синтез-газа (увеличивают аэродинамическое и термическое сопротивление) и возможность их очистки.

Для конвективного газоохладителя используют кожухотрубчатые теплообменные аппараты следующих конструкций:

1. Газотрубная.
2. Паротрубная с прямыми трубными элементами.
3. Паротрубная со спиралевидными трубами.

1. *Газотрубная.* В данной конструкции синтез-газ протекает внутри труб, а снаружи охлаждается паром. Газоохладители данного типа встречаются двух модификаций, отличающихся конструкцией теплообменного элемента:

1.1. *Теплообменными элементами служат прямые вертикальные трубы, закрепленные с обеих сторон в трубные доски.* Как известно из широкого опыта эксплуатации пароводяных теплообменных аппаратов такого типа на ТЭС, они имеют ограничение по давлению (менее $\sim 1,0$ МПа), поскольку при более высоких давлениях толщина трубных досок становится неприемлемо большой. Кроме того, на паросиловых ТЭС для регенеративных подогревателей высокого давления (давление до ~ 30 МПа и температура до $\sim 500^\circ\text{C}$) прямые трубки не используются из-за высоких термических напряжений. Другой проблемой для газотрубной конструкции является увеличение аэродинамического сопротивления по ходу синтез-газа за счет отложений внутри труб.

Подобная конструкция применена на ПГУ-ВЦГ *Polk Power Station (USA)* электрической мощностью 250 МВт, работающей с 1996 года, топливо — уголь (20 %) и нефтяной кокс (80 %) [5]. Здесь охлаждение синтез-газа проводится (без водяного «квенчинга») с 1315 до 650°C в радиационной и с 650 до 400°C в конвективной секциях. Такое распределение охлаждения между секциями ($\sim 3/4$ в радиационной и только $\sim 1/4$ в конвективной) определяется тем, что при температуре выше 675°C резко увеличивается зарастание труб за счет отложений (в том числе на основе натрия и ванадия). И даже при таком температурном режиме период между чистками в конвективном газоохладителе составляет ~ 45 дней (см. рис. 2.4). В результате затраты на чистку газоохладителя более чем на порядок выше, чем для теплообменного оборудования паротурбинной ТЭС с той же поверхностью.



До чистки



После чистки

Рис. 2.4. Трубная доска действующего конвективного газоохладителя
на *Polk Power Station (USA)*

1.2. Газоохладитель состоит из теплообменных элементов типа «труба в трубе» (см. рис. 2.5). Внутри труб протекает синтез-газ, а пар движется в кольцевом зазоре между наружной и внутренней трубой. Каждый ряд таких элементов имеет с обоих концов раздаточный и сборный овальные коллекторы для пара. Такая конструкция позволяет уйти от трубных досок и указанного выше ограничения по давлению [6], но остается ограничение по величине температурных расширений, характерное для прямолинейных труб, и проблемы с частыми чистками трубок от отложений, характерные для газотрубных конструкций.

Газоохладители данной конструкции, изготавливаемые фирмой *Schmidtsche Schack (Germany)*, широко используются в технологических цепочках химической и металлургической промышленности (общее число произведенных газоохладителей всех типов составляет более 7000). В настоящее время фирма предлагает такую конструкцию для ПГУ-ВЦГ.

2. Паротрубная с прямыми трубными элементами (см. рис. 2.6). В этом устройстве теплообменным элементом служит труба в трубе. Пар по кольцевому зазору между трубами проходит сверху вниз, внутренняя труба имеет открытый нижний торец, и далее пар движется снизу вверх по внутренней трубе. Крепление трубных элементов только с одного конца к трубной доске позволяет компенсировать практически любые температурные расширения.

Синтез-газ омывает пакет трубных теплообменных элементов снаружи, за счет перегородок создается направленное поперечное обтекание в несколько ходов. По сравнению с газотрубными данная конструкция позволяет увеличить срок зарастания проходного сечения для течения синтез-газа до критического уровня. Однако чистка наружной поверхности труб в трубном пучке является проблемной про-

цедурой. Наличие трубных досок в данной конструкции предполагает ограничение по максимальному давлению сред не более $\sim 1,0$ МПа.

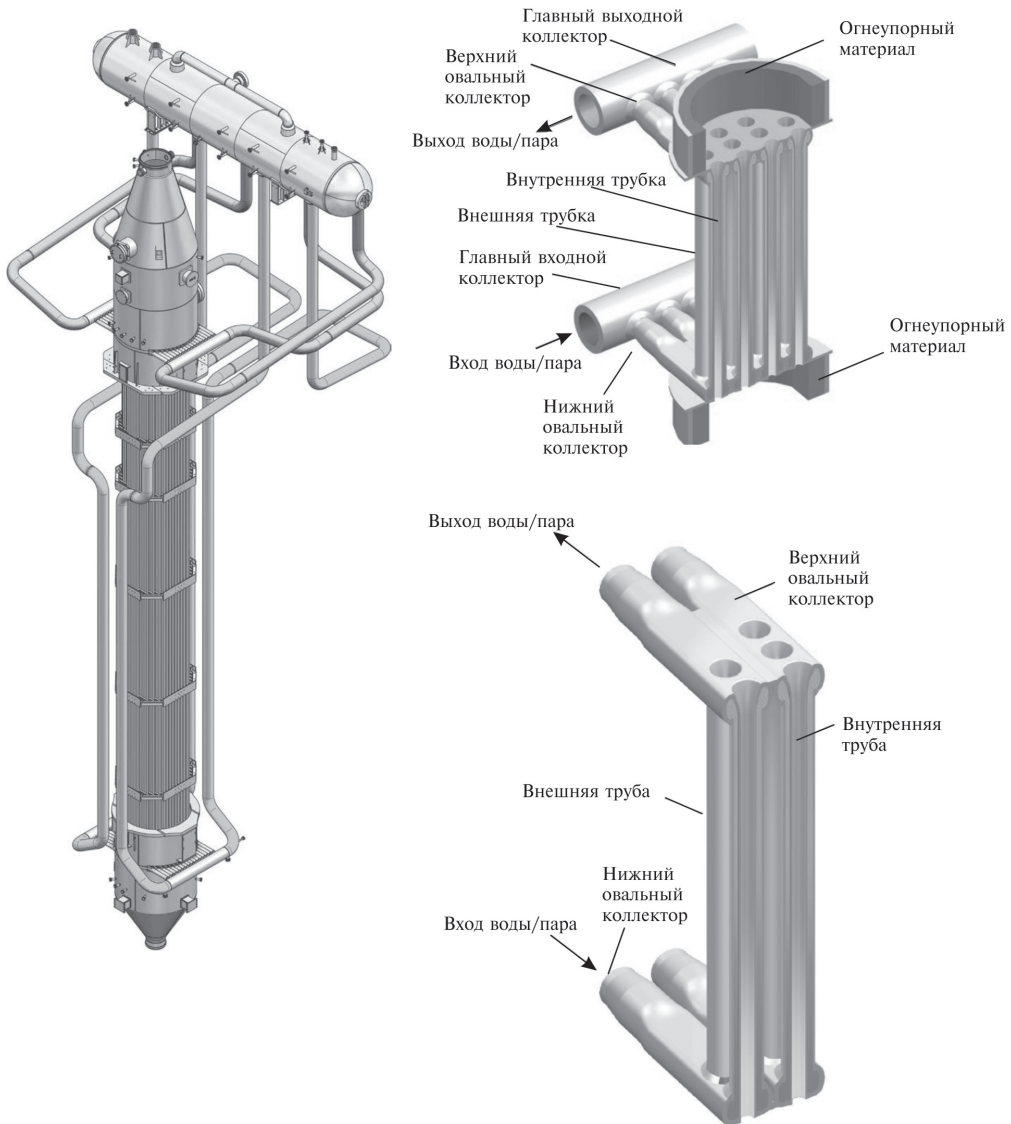


Рис. 2.5. Газотрубная конструкция конвективного газоохладителя с теплообменными элементами типа «труба в трубе» (*Schmidtsche Schack, Germany*)

Газоохладители данной конструкции, изготавливаемые фирмой *Schmidtsche Schack (Germany)*, широко используются в технологических цепочках химической и металлургической промышленности [6].

3. *Паротрубная со спиралевидными трубами.* В данной конструкции теплообменный элемент представляет собой вертикальную трубную спираль, по которой течет пар. Витки спирали снаружи соединены металлическими мембранами (рис. 2.7, а), которые служат элементами оребрения труб, увеличивающими передаваемый тепловой поток. В цилиндрическом корпусе газоохладителя в радиальном направлении располагается несколько вертикальных трубных спиралей разного диаметра (рис. 2.7, б), внутреннее пространство трубной спирали с наименьшим диаметром витков закрыто сверху и снизу перегородками (см. рис. 2.8), и синтез-газ течет по кольцевым каналам между спиралями.

Данная конструкция позволяет хорошо компенсировать температурные напряжения. Срок зарастания проходного сечения для течения синтез-газа до критического уровня сопоставим с конструкцией газоохладителя с прямыми трубными элементами (рис. 2.6). Чистка кольцевых каналов от отложений является хорошо отработанной процедурой.

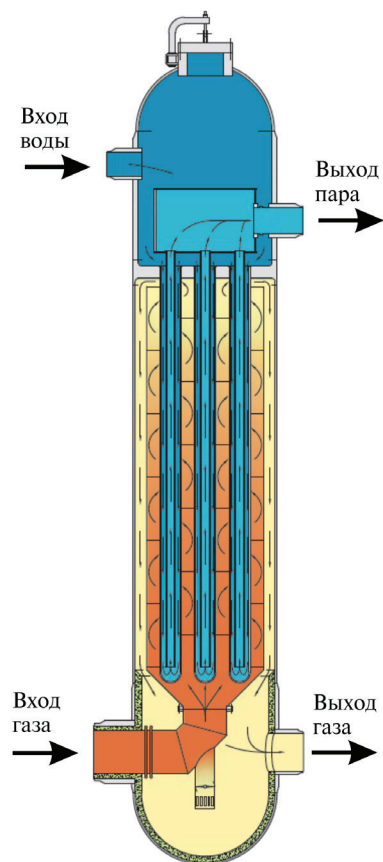


Рис. 2.6. Паротрубная конструкция конвективного газоохладителя с прямыми трубными элементами (*Schmidtsche Schack, Germany*)

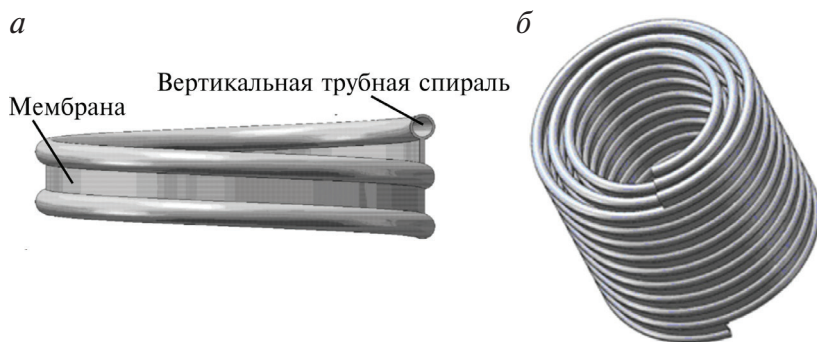


Рис. 2.7. Теплообменный элемент в виде вертикальной трубной спирали

Отсутствие в конструкции трубных досок позволяет использовать ее для перегрева пара давлением более 1 МПа.

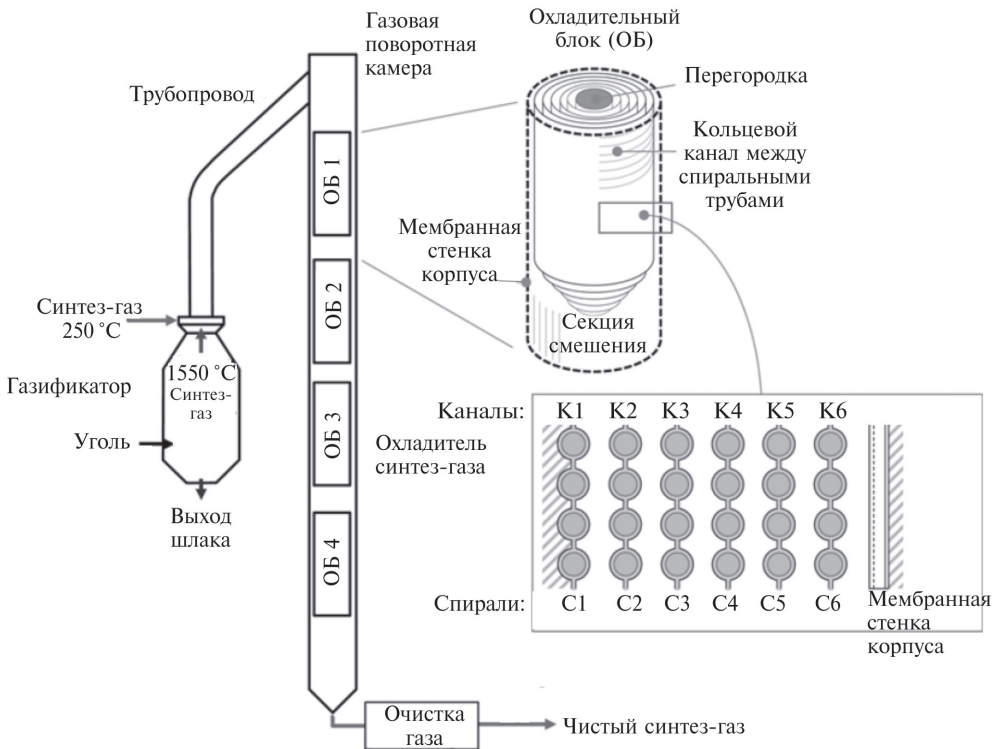


Рис. 2.8. Паротрубный газоохладитель со спиралевидными трубами для ПГУ-ВЦГ 300 МВт [7]

Пример использования *паротрубного газоохладителя со спиралевидными трубами* для ПГУ-ВЦГ 300 МВт приведен в [7] для газогенератора *Shell* (схема газоохлаждения аналогична рис. 2.3). Габариты конвективной секции следующие: диаметр корпуса газоохладителя 2 м, высота около 74 м. Секция включает в себя четыре охладительных блока (ОБ) высотой по 10 м (рис. 2.8). Каждый блок состоит из шести рядов вертикальных спиральных трубных элементов. Первые три по ходу синтез-газа охладительных блока (ОБ1–ОБ3) предназначены для получения слабоперегретого пара высокого давления (ВД) с параметрами 15 МПа и 340 °C, блок ОБ4 — для получения насыщенного пара среднего давления (СД) с параметрами 5,5 МПа и 270 °C. Между блоками имеются промежутки высотой 4 м для выравнивания температур потоков синтез-газа, выходящих из разных кольцевых каналов.

Сравнительная характеристика конструкций конвективных газоохладителей приведена в табл. 2.1.

Таблица 2.1

Сравнительная характеристика конвективных газоохладителей

№ п/п	Показатель	Конструкция			
		1,1	1,2 (рис. 2.5)	2 (рис. 2.6)	3 (рис. 2.7)
1	Максимальное давление одной из сред или разности давлений сред, МПа	менее ~1	менее ~1	менее ~1	более 1
2	Компенсация термических напряжений	—	+	+	+
3	Заращение проходного сечения для течения синтез-газа до критического уровня	быстрое	быстрое	медлен- ное	медлен- ное
4	Удобство конструкции для чистки отложений	+	+	—	+

Как видно из табл. 2.1, наиболее перспективна для применения в мощных ПГУ-ВЦГ (с параметрами пара до ~15 МПа) конструкция 3 (см. рис. 2.7).

Общим недостатком всех конструкций газоохладителей является их недолговечность. Уровень технических проблем, по данным исследователей [8–10], в таких охладителях высок. Наличие в продуктах конверсии агрессивных составляющих вызывает развитие высокотемпературной коррозии, а выпадение паров кислых газов, смол и возгонов на поверхностях теплообмена, в газопроводах и аппаратах газоохлаждения приводит к низкотемпературной коррозии, налипанию пыли и формированию плотных отложений. Поэтому в газоохладителях предпочитают поддерживать температуру металла не выше 400–450 °С, что ограничивает параметры пара температурой 350–400 °С, а для предотвращения превышения допустимого температурного уровня для металла теплообменных поверхностей газоохладителя ведется испарение питательной воды и слабый перегрев пара.

Поскольку пароводяной тракт газоохладителя является выносной поверхностью нагрева котла-утилизатора, то использование газоохладителя повышает суммарный расход пара и увеличивает степень использования теплоты выхлопных газов ГТУ.

2.2. Особенности теплообмена в газоохладителе с мембранными трубными спиралями

2.2.1. Экспериментальные исследования

Известно большое количество работ, посвященных исследованию конвективного теплообмена на наружной поверхности трубных спиралей. Однако исследования тепло- и массообмена синтез-газа высокого давления в кольцевом канале, образованном мембранными вертикальными трубными спиралями (вертикальная трубная спираль с витками, соединенными мембранами), стали проводить относительно недавно [7, 11–13].

Авторы [11] для исследований использовали экспериментальную установку, принципиальная схема которой представлена на рис. 2.9. Теплообменная поверхность состоит из трех мембранных трубных спиралей (конструкционный материал трубок и мембран — 1Cr18Ni9Ti), диаметр труб $d = 10$ мм, относительный шаг между витками спирали $s_2/d = 2$, относительная длина спиралей $L/d = 13$. Геометрия обтекания каждой спирали потоком газа разная:

- Спираль 1 имеет диаметр $D = 150$ мм, ее внутреннее пространство закрыто с двух сторон перегородками и обтекание синтез-газом происходит только с одной (внешней) стороны.
- Спираль 2 обтекается с обеих сторон по кольцевым каналам между спиралями (авторы [11] назвали такое обтекание симметричным).
- Спираль 3 также обтекается с двух сторон, но с одной стороны синтез-газ движется по кольцевому каналу между спиралями 2 и 3, а с другой — по кольцевому каналу между спиралью 3 и теплоизолированным цилиндрическим корпусом установки (асимметричное обтекание [11]).

В основном синтез-газ состоит из CO, H₂, N₂. Поскольку CO и H₂ являются токсичными, легковоспламеняющимися и взрывчатыми веществами, в эксперименте они были заменены газами с близкими теплофизическими характеристиками: CO на N₂, H₂ на He. Таким образом, в экспериментах с внешней стороны трубы омывались азотом и гелием, а внутри труб циркулировала вода.

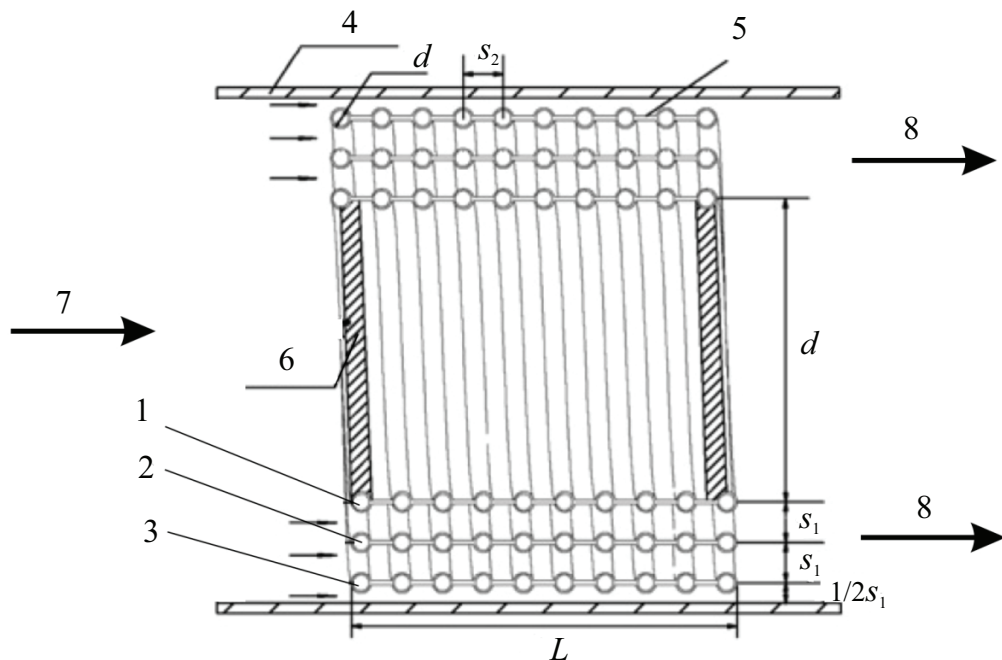


Рис. 2.9. Экспериментальная установка [11]:

1–3 — мембранные спирали; 4 — корпус; 5 — мембрана; 6 — перегородка;
7, 8 — вход и выход синтез-газа

Результаты исследования коэффициента теплоотдачи в зависимости от давления газа представлены на рис. 2.10–2.12. В исследовании варьировалась ширина кольцевого канала (относительный шаг между спиралями $s_1/d = 1,6$ и 2), состав газа (N_2 ; He; смесь газов N_2 : He = 2:1, что соответствует составу газа в газогенераторе фирмы *Shell*) и геометрия обтекания потоком газа спиралей (одностороннее; двухстороннее симметричное; двухстороннее асимметричное).

Кроме вышеперечисленных параметров, в экспериментах варьировалась температура (150 – 450 °C) и скорость газа (6 – 10 м/с). Графическая зависимость между критериальными параметрами Nu , Pr и Re приобрела вид, представленный на рис. 2.13 и 2.14.

В результате для описания полученных экспериментальных данных авторами [11] предложены критериальные зависимости, представленные в табл. 2.2.

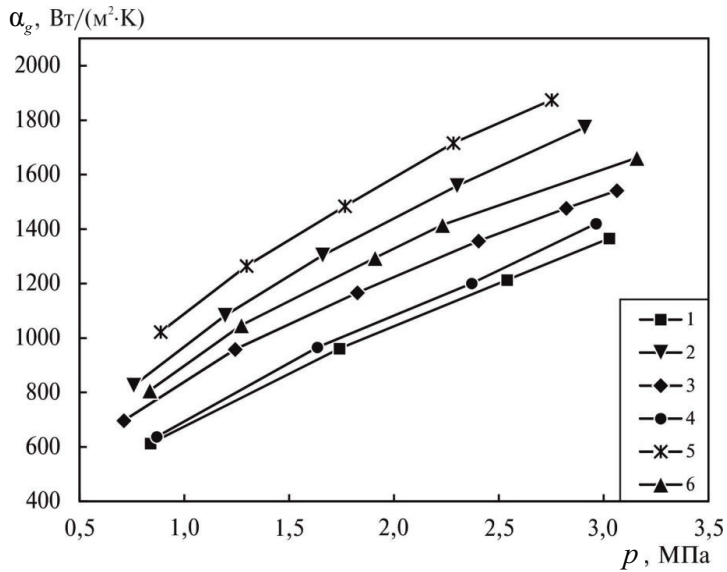


Рис. 2.10. Зависимость коэффициента теплоотдачи со стороны газа от давления при одностороннем обтекании [11]:

1 — N₂, $s_l/d=2$; 2 — He, $s_l/d=2$; 3 — N₂ + He, $s_l/d=2$; 4 — N₂, $s_l/d=1,6$; 5 — N₂, $s_l/d=1,6$; 6 — N₂ + He, $s_l/d=1,6$

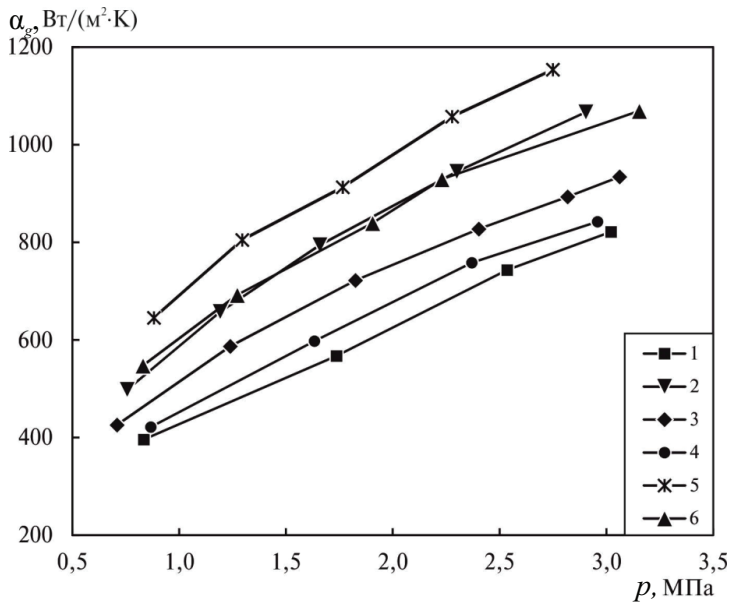


Рис. 2.11. Зависимость коэффициента теплоотдачи со стороны газа от давления при двухстороннем симметричном обтекании [11]

Обозначения аналогичны рис. 2.10

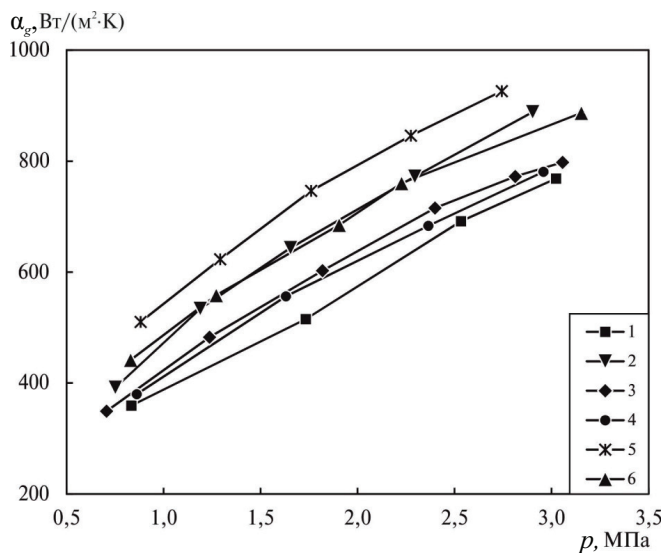


Рис. 2.12. Зависимость коэффициента теплоотдачи со стороны газа от давления при двухстороннем асимметричном обтекании

Обозначения аналогичны рис. 2.10

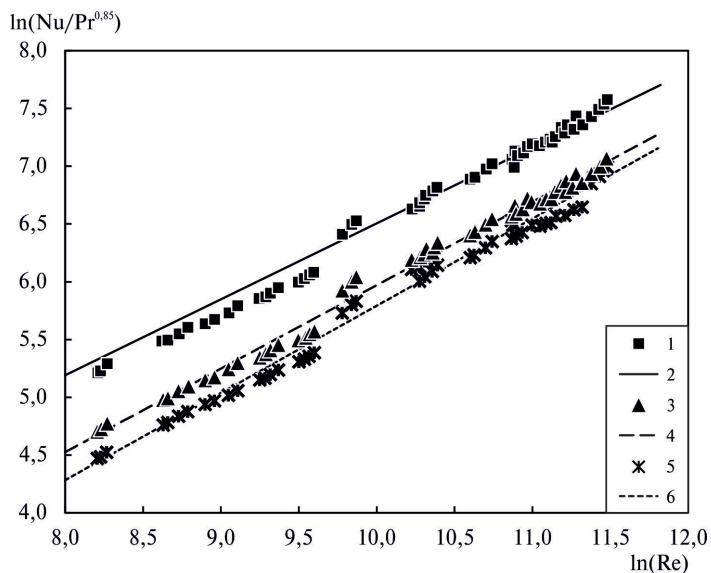


Рис. 2.13. Экспериментальные значения и соответствующие корреляции для $s_1/d = 2 \text{ мм}$ [11]:

односторонний нагрев: 1 — эксперимент, 2 — расчет по зависимости (табл. 2.2); двухсторонний симметричный нагрев: 3 — эксперимент, 4 — расчет по зависимости (табл. 2.2); двухсторонний асимметричный нагрев: 5 — эксперимент, 6 — расчет по зависимости (табл. 2.2)

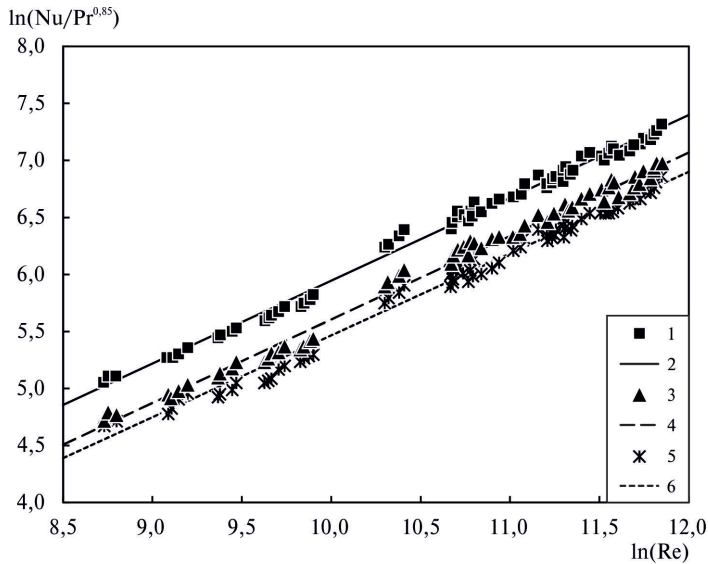


Рис. 2.14. Экспериментальные значения и соответствующие корреляции для $s_1/d = 1,6$ мм [11]

Обозначения аналогичны рис. 2.13

Таблица 2.2

Критериальные зависимости для описания теплообмена

s_1/d	Вид обтекания мембранной трубной спирали		
	одностороннее	двухстороннее симметричное	двухстороннее асимметричное
2	$Nu = 0,494Re^{0,72}Pr^{0,85}$	$Nu = 0,286Re^{0,72}Pr^{0,85}$	$Nu = 0,171Re^{0,76}Pr^{0,85}$
1,6	$Nu = 0,263Re^{0,73}Pr^{0,85}$	$Nu = 0,179Re^{0,73}Pr^{0,85}$	$Nu = 0,183Re^{0,72}Pr^{0,85}$

Для расчета всей поверхности теплообмена газоохладителя вышеприведенной конструкции при $Re = 3900 - 3000 \cdot 10^3$ авторами [11] предложена зависимость:

$$Nu = 0,027Re^{0,8}Pr^{0,33} \left(\frac{\mu_i}{\mu_w} \right)^{0,14}, \quad (2.1)$$

Nu — число Нуссельта на газовой стороне; Pr — число Прандтля на газовой стороне; Re — число Рейнольдса на газовой стороне; μ_i — динамическая вязкость газа при температуре вдали от стенки, Па·с; μ_w — динамическая вязкость газа при температуре стенки, Па·с.

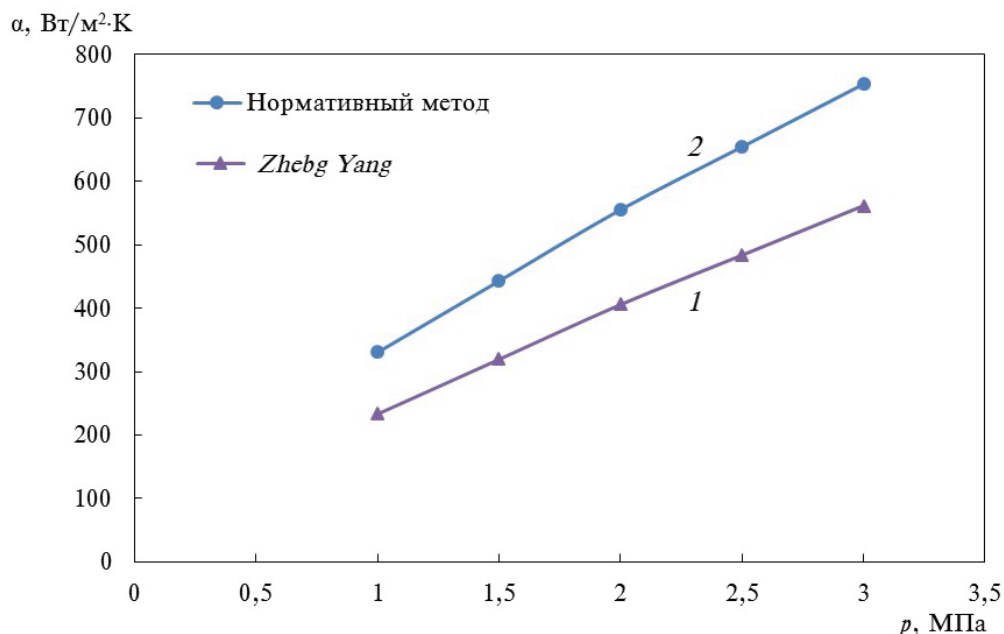


Рис. 2.15. Сравнение коэффициентов теплоотдачи к азоту (300 °C, 8 м/с), рассчитанных различными методами:

1 — по экспериментальным данным [11], 2 — по нормативному методу [12]

Как видно из рис. 2.15, полученные экспериментальные данные на 25–31 % ниже, чем значения, рассчитанные для коридорного мембранного пучка труб, как наиболее близкой из известных в России конструкций [12].

Таким образом, при использовании в качестве теплообменных поверхностей трубных мембранных спиралей с аналогичными конструктивом ($s_1/d = 1,6–2$; $s_2/d = 2$) и режимными параметрами ($Re = 3000–3900 \cdot 10^3$) формулу (2.1) можно применить для расчета синтез-газов, состав которых варьируется в широких пределах от $H_2 = 100\%$ до $N_2 + CO = 100\%$. В случае отхода от данного конструктива предварительные оценочные расчеты можно производить по зависимостям, приведенным в [12].

2.2.2. Численное моделирование теплообменного элемента газоохладителя¹

Важной проблемой для газоохладителя помимо газовой коррозии является загрязнение поверхностей нагрева при слишком низких скоростях потока синтез-газа, либо абразивный износ при слишком высоких. Чтобы убедиться, что режим течения будет оптимальным для минимизации указанных проблем, был выполнен поверочный расчет конструкции газоохладителя с мембранными трубными спиралями.

В качестве объекта моделирования принята описанная выше экспериментальная установка газоохладителя с мембранными трубными спиралями (см. рис. 2.9) [11]. Модерирование осуществляется в пакете *CFD*, в целях упрощения расчет ведется не в кольцевом, а в плоском зазоре (рис. 2.16).

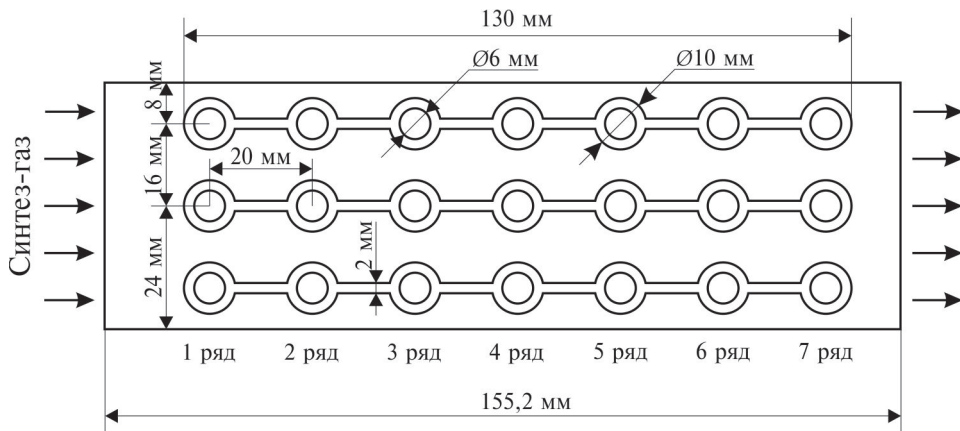


Рис. 2.16. Модель теплообменного элемента в пакете *CFD*

Расчетная модель состоит из трех объектов: паровая среда, стальной мембранный коридорный пучок труб, синтез-газ. Для получения более точного результата сетка модели выполнена «тонкой» и состоит из 4571224 элементов. Для описания течения использована $k-\omega$ модель турбулентности с модификацией переноса напряжений сдвига (*Shear Stress Transport, SST*).

Начальные параметры синтез-газа и пара, принятые при численном моделировании, представлены в табл. 2.3.

¹ Расчеты выполнены аспирантом Филипповым П. С.

Таблица 2.3

Начальные параметры для численного моделирования

Газ	Начальная температура, К	Давление, МПа	Скорость газов на входе в установку, м/с	Состав газов (мас. %)			
				N ₂	CO	H ₂	H ₂ O
Синтез-газ	1373	3,5	10	43,6	34	19	3,4
Водяной пар	601	13,5	25	0	0	0	100

Результаты расчетов представлены на рис. 2.17 и в табл. 2.4.

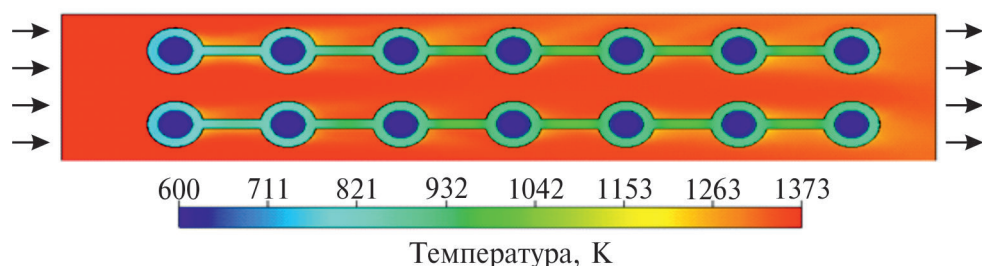


Рис. 2.17. Температурное поле расчетной модели

Таблица 2.4

Результаты расчетов

Параметры	Размерность	Величина
Температура синтез-газа на выходе	К	1315
Средняя температура пара на выходе	К	631
Тепловой поток	Вт	21244

По результатам моделирования рассчитан средний коэффициент теплоотдачи со стороны синтез-газа $984 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, что выше данных эксперимента [11] на 8 %, таким образом созданную модель можно считать верифицированной. Полученная модель использовалась для оценки возможного нарушения эксплуатационного режима. В соответствии с [7, 13] рекомендуется поддерживать скорость в каналах в диапазоне 3–8 м/с. Более высокая скорость ведет к эрозионному износу поверхности трубок, а более низкая скорость увеличивает осаждение частиц, ухудшая эффективность теплопередачи. Поэтому скорость в узком сечении канала была принята 8 м/с (что соответствует средней скорости газа на входе в установку — 3 м/с). В результате получено поле скоростей, представленное на рис. 2.18.

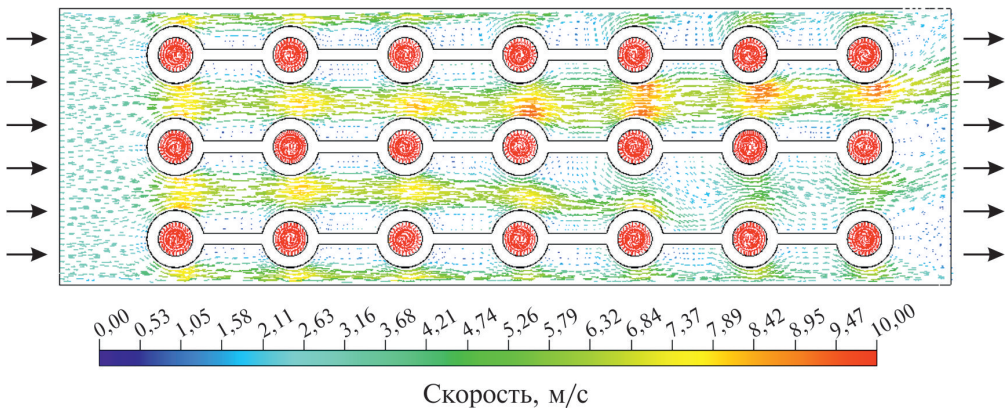


Рис. 2.18. Поле скоростей в модельном теплообменном элементе

Зоны со скоростями менее 3 м/с или более 8 м/с практически отсутствуют, что позволяет судить о выполнении рекомендаций [7, 13] по условиям исключения образования минимальных отложений и абразивного износа.

2.3. Тепловой расчет системы охлаждения синтез-газа для ПГУ-ВЦГ 500 МВт

Для разрабатываемой ПГУ-ВЦГ мощностью 500 МВт, где в качестве аналога была принята схема *MHPS* (*MHI*) и *Conoco Philips* (*E-Gas*) (см. рис. 2.1, *з*) с двухступенчатым газогенератором и восходящим потоком, во второй ступени газогенератора реализовано химическое охлаждение, а конвективный газоохладитель размещен в отдельном корпусе.

Основные исходные данные для конструктивного теплового расчета газоохладителя были приняты по результатам расчета тепловой схемы гибридной ПГУ-ВЦГ 500 МВт (выполненного в программе *ThermoFlex*) и приведены в табл. 2.5.

Основными компонентами синтез-газа являются CO , H_2 , N_2 , поэтому для упрощения алгоритма определения теплофизических параметров газа расчетный состав принят трехкомпонентным (CO , H_2 , N_2), а процентное содержание остальных компонентов пропорционально распределено между этими тремя компонентами (см. табл. 2.6).

Таблица 2.5

Исходные данные для теплового расчета

Параметры	Размерность	Величина
Секция пара высокого давления		
Температура синтез-газа на входе	°С	1100
Температура синтез-газа на выходе	°С	661
Давление синтез-газа	МПа	3,5
Массовый расход синтез-газа	кг/с	100,4
Температура пара на входе	°С	328
Температура пара на выходе	°С	334
Давление пара	МПа	13,45
Тепловая мощность	МВт	63,3
Секция пара среднего давления		
Температура синтез-газа на входе	°С	661
Температура синтез-газа на выходе	°С	350
Давление синтез-газа	МПа	3,5
Массовый расход синтез-газа	кг/с	100,4
Температура пара на входе	°С	233
Температура пара на выходе	°С	236
Давление пара	МПа	3,13
Тепловая мощность	МВт	42,2

Таблица 2.6

Состав синтез-газа

Компонент	Процентное содержание, мас. %	
	Состав на выходе газогенератора	Принятый в расчете газоохладителя
CO	32,84	35,24
CO ₂	3,061	0
CH ₄	0,1573	0
H ₂	17,3	19,7
H ₂ S	0,0737	0
O ₂	0	0
H ₂ O	3,377	0
COS	0,0045	0
N ₂	42,65	45,06
Ar	0,5307	0

В качестве аналога выбран конвективный газоохладитель с мембранными трубными спиралями (см. рис. 2.8), для него рекомендуемые параметры: длина одного блока охлаждения (по ходу газа) — 10 м; длина блока смешения (располагающихся между блоками охлаждения) — 4 м; скорость синтез-газа в кольцевых каналах блоков охлаждения около 8 м/с [7, 13]. При расчетах оставались неизменными следующие характеристики поверхностей нагрева: внутренний/наружный диаметр труб спиралей — 56/66 мм; диаметр витков внутренней спирали (с минимальным диаметром витков) — 0,55 м; относительный шаг между витками спиралей $s_2/d = 2$; расстояние от оси труб внешней спирали (с максимальным диаметром витков) до корпуса $0,5 \cdot s_2$.

Для расчета коэффициента теплоотдачи со стороны синтез-газа использована зависимость (2.1). Было выполнено четыре варианта расчета газоохладителя, результаты представлены в табл. 2.7. Для исходного варианта приняты параметры, как у аналога (ПГУ-ВЦГ 300 МВт [7, 13]): относительный шаг между спиралями $s_1/d = 2$ (одинаковый для всех вариантов); компоновка секций высокого и среднего давлений — вертикальная (сверху вниз). В результате в исходном варианте высота газоохладителя составила 166 м, при диаметре секции ВД — 2 м, а СД — 1,9 м. Количество спиралей в охладительных блоках ВД — шесть, для сохранения в блоках СД примерно той же скорости синтез-газа количество спиралей принято — пять.

Для снижения высоты газоохладителя исходный вариант был подвергнут модернизации (вариант 1) с уменьшением относительного шага между спиралями до $s_1/d = 1,6$ (такая возможность предусматривается [11]). В этом случае для соблюдения рекомендуемого уровня скоростей (~ 8 м/с) количество спиралей в блоках увеличилось (в ВД — до девяти, в СД — до семи). При такой модернизации высота газоохладителя уменьшается до 84 м.

В варианте 2 была принята компоновка секций по конструкции «двойной корпус» (см. рис. 2.19), поверхности нагрева секции высокого давления располагаются во внутреннем корпусе, а поверхности нагрева секции среднего давления между наружным и внутренним корпусом. В секции высокого давления поток синтез-газа движется сверху вниз, затем в нижней части поворачивает и движется по секции среднего давления вверх. В результате диаметр витков спиралей секции СД стал больше и количество спиралей снизилось до трех, а высота газоохладителя снизилась до 56 м, при диаметре секции ВД — 2,5 м, а СД — 3,1 м, но высота секций ВД и СД отличается на 20 м.

Таблица 2.7
Результаты расчетов конструкций газоохладителя

Величина	Исходный вариант ($s_1/d = 2$; компоновка секций ВД и СД — вертикальная)		Вариант 1 ($s_1/d = 1,6$; компоновка секций ВД и СД — вертикальная)		Вариант 2 ($s_1/d = 1,6$; компоновка секций ВД и СД — «двойной корпус»)		Вариант 3 ($s_1/d = 1,6$; компоновка секций ВД и СД — «двойной корпус», увеличен диаметр наружного корпуса)	
	Секция ВД	Секция СД	Секция ВД	Секция СД	Секция ВД	Секция СД	Секция ВД	Секция СД
Количество спиралей в блоке охлаждения	6	5	9	7	9	3	9	4
Скорость движения синтез-газа, ω_t , м/с	8,1	7,4	7,7	7,4	7,7	7,3	7,7	5,4
Диаметр секции, м	2	1,9	2,5	2,1	2,5	3,1	2,5	3,3
Высота ступени, м	94	72	40	43	36	56	36	40
Количество блоков охлаждения	7	5	3	3	3	4	3	3
Высота одного блока охлаждения, м	9,4	10,4	9,3	10,3	9,3	9,8	9,3	9,1
Общая высота газоохладителя, L , м	166		84		56		40	

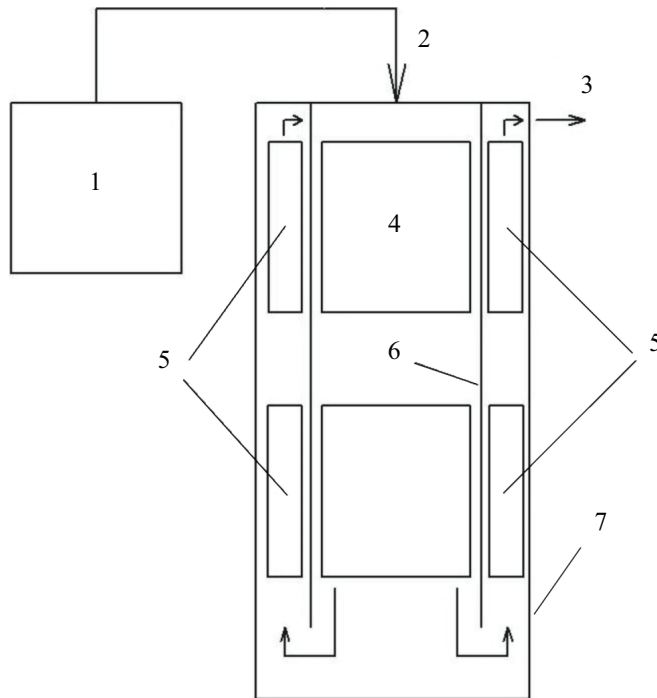


Рис. 2.19. Компоновка газоохладителя по схеме «двойной корпус»:

1 — газогенератор, 2, 3 — потоки синтез-газа на входе и выходе, 4 — охлаждающие блоки ВД, 5 — охлаждающие блоки СД, 6 — внутренний корпус секции ВД, 7 — наружный корпус

В варианте 3 для уменьшения высоты секции среднего давления был расширен диаметр наружного корпуса и увеличено количество спиралей. Это уменьшило скорость течения синтез-газа в кольцевых зазорах поверхностей нагрева до 5,4 м/с. При диаметре секции ВД 2,5 м, а СД — 3,3 м высота газоохладителя уменьшается до 40 м. С учетом последнего для гибридной ПГУ-ВЦГ рекомендована конфигурация газоохладителя по варианту 3.

Выводы к главе 2

Для получения максимальной эффективности системы газоохлаждения необходимо исключение стадии водяного квенчинга, что позволяет практически полностью использовать доступную физическую теплоту синтез-газа в паротурбинной части ПГУ. При этом процесс охлаждения синтез-газа можно разделить на две стадии, на первой (охлаждение

до температуры затвердевания шлака) возможно использование трех способов охлаждения: газовый, химический, радиационная рекуперация. На второй стадии возможна только конвективная рекуперация.

Проведенный сравнительный анализ использования для системы конвективного газоохлаждения различных конструкций кожухотрубчатых теплообменных аппаратов показал, что наиболее перспективной для применения в мощных ВЦГ-ПГУ (с параметрами пара до ~ 15 МПа) является конструкция с трубными мембранными спиралями.

Важной проблемой для газоохладителя, помимо газовой коррозии, является загрязнение поверхностей нагрева при слишком низких скоростях потока синтез-газа (менее 3 м/с), либо абразивный износ при слишком высоких (более 8 м/с). Моделирование конструкции газоохладителя с мембранными трубными спиралями в пакете *CFD* показало, что возможно конструктивное решение, когда практически отсутствуют зоны со скоростями менее 3 м/с или более 8 м/с.

Для разрабатываемой ВЦГ-ПГУ 500 МВт, где в качестве аналога была принята схема *MHPS* и *Conoco Philips (E-Gas)* с двухступенчатым газогенератором и восходящим потоком, во второй ступени газогенератора реализовано химическое охлаждение, а конвективный газоохладитель размещен в отдельном корпусе.

Для конвективного газоохладителя с мембранными трубными спиралями проведен конструктивный тепловой расчет для четырех вариантов компоновки. Оптимальной признана компоновка секций по конструкции «двойной корпус», поверхности нагрева секции ВД располагаются во внутреннем корпусе, а поверхности нагрева секции СД между наружным и внутренним корпусом. В секции ВД поток синтез-газа движется сверху вниз со скоростью 7,7 м/с, затем в нижней части поворачивает и движется по секции СД вверх с более низкой скоростью 5,4 м/с. В результате при диаметре секции ВД — 2,5 м, а СД — 3,3 м высота газоохладителя составила 40 м.

Вопросы для самоконтроля

1. Какие способы охлаждения газов используются в промышленности?
2. По каким реакциям осуществляется химическое охлаждение синтез-газа?

3. Какие конструкции используются для конвективного газоохладителя?
4. Перечислите основные достоинства и недостатки газотрубной конструкции газоохладителя.
5. Почему в охладителях синтез газа поддерживают температуру металла не выше 400–450 °С?
6. Какими газами при экспериментальных исследованиях теплообмена заменяется синтез-газ и почему?
7. В каких пределах варьируется оптимальная скорость синтез-газа в газоохладителе и почему?

Список библиографических ссылок к главе 2

1. Grabner M., Meyer B. Performance and exergy analysis of the current developments in coal gasification technology // *Fuel*. — 2014. — № 116. — P. 910–920.
2. Development and engineering of a synthetic gas cooler concept integrated in a Siemens gasifier design / K. Uebel, U. Guenther, F. Hannemann, U. Schiffrers, H. Yilmaz, B. Meyer // *Fuel*. — 2014. — № 116. — P. 879–888.
3. Kiso F. A M. Matsuo simulation study on the enhancement of the shift reaction by water injection into a gasifier // *Energy*. — 2011. — № 36. — P. 4032–4040.
4. Shell coal IGCCS with carbon capture: Conventional gas quench vs. innovative configurations / E. Martelli, T. Kreutz, M. Carbo, S. Consonni, D. Jansen // *Applied Energy*. — 2011. — № 88. — P. 3978–3989.
5. Hornick M. Polk Power Key Lessons for IGCC Gasification // *Technologies Conference / Tampa Electric Company*. — 2015.
6. Cooler Systems for Gasification Plants. Schmidtsche Schack. 2015. [Электронный ресурс]: офиц. сайт. — URL: <http://www.arvos-group.com> (дата обращения: 15.04.2017).
7. Modeling and analysis of a syngas cooler with concentric evaporator channels in a coal gasification process / J. Oh, In-S. Ye, S. Park, C. Ryu, S. Ku Park // *Korean J. Chem. Eng.* — 2014. — № 31 (12). — P. 2136–2144.

8. Rajender Gupta Investigation of corrosion and fouling in syngas cooler tubes / B. Wang, V. Kurian, N. Mahapatra, F. Martens // *Fuel Processing Technology*. — 2016. — № 141. — P. 202–209.
9. Сучков С. И., Иванова И. П. Исследование коррозии энергетических сталей при газификации углей // *Электрические станции*. — 2015. — № 12. — С. 50–54.
10. Barnes I. Recent operating experience and improvement of commercial IGCC — IEA Clean Coal Centre. — 2014. — 52 p.
11. Convective heat transfer characteristics of high-pressure gas in heat exchanger with membrane helical coils and membrane serpentine tubes / Z. Yang, Z. Zhao, Y. Liu, Y. Chang, Z. Cao // *Experimental Thermal and Fluid Science*. — 2011. — № 35. — P. 1427–1434.
12. Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод). — 3-е изд., доп. и перераб. — Санкт-Петербург : НПО ЦКТИ, 1998. — 256 с.
13. Gas and particleflow characteristics in the gas reversing chamber of a syngas cooler for a 300 MWe IGCC process / P. Sangbin, Y. In-Soo, O. Junho, R. Changkook, K. Ja Hyung // *Applied Thermal Engineering*. — 2014. — № 70. — P. 388–396.

Глава 3.

СИСТЕМА ОЧИСТКИ СИНТЕЗ-ГАЗА ДЛЯ УГОЛЬНЫХ ПГУ

3.1. Обзор систем очистки синтез-газа

Твердое топливо, подвергаемое газификации, содержит вредные примеси (загрязнители), которые в виде твердых частиц и паровой фазы переходят в состав получаемого синтез-газа. Типичные уровни примесей в исходном топливе, включая уголь, представлены в табл. 3.1 [1].

Таблица 3.1

Состав примесей в исходном топливе [1]

Вид загрязнения	Древесина	Солома	Каменный уголь
	(за вычетом влаги; мас. %)		
Сера	0,01	0,2	0,1–5
Соединения азота	0,25	0,7	1,5
Хлориды	0,03	0,5	0,12
Зола (основные компоненты)	1,33	7,8	9,5
K ₂ O	0,04	2,2	1,5
SiO ₂	0,08	3,4	2,3
Cl	0,001	0,5	0,1
P ₂ O ₅	0,02	0,2	0,1

Для исключения эрозии лопаток газовых турбин, отложений на поверхностях, коррозии материалов оборудования [2, 3], а также токсического воздействия на используемые катализаторы и сорбенты в схемах ПГУ-ВЦГ предусматривается очистка угольного синтез-га-

за от твердых частиц, азотосодержащих примесей, хлоридов, щелочных металлов и серы.

Допустимые нормы загрязнения синтез-газа для газовых турбин приведены в табл. 3.2.

Таблица 3.2

Нормы чистоты синтез-газа для газовых турбин [1, 4]

Вид загрязнения синтез-газа	Допустимые концентрации в синтез-газе для газовых турбин
$H_2S + COS$	< 20 ppm
Твердые частицы	< 3 мг/м ³
Максимальный диаметр частиц	< 3 мкм
Азотосодержащие компоненты ($NH_3 + HCN$)	< 50 ppm
Щелочные металлы (Na + K)	< 0,01 мг/м ³
Хлориды (HCL)	1 ppm

По температурному уровню процессы газоочистки делят на холодную — *CGC (cold gas cleanup)*, осуществляемую как при положительных температурах (как правило, ниже температуры конденсации водяных паров), так и отрицательных (например, при — 62 °С для охлажденного метанола, используемого при удалении кислых газов) [5], горячую — *HGC (hot gas cleanup)* в интервалах от 300–400 °С до 1000 °С и выше в зависимости от вида удаляемого компонента. Для некоторых примесей между холодной и горячей газоочисткой выделяют промежуточный интервал для теплой газоочистки — *WGC (warm gas cleanup)*, чаще всего принимаемый для температур выше точки кипения воды, но еще допускающих конденсацию хлорида аммония NH_4Cl с верхним значением около 300 °С.

При построении многоступенчатой схемы газоочистки, как и во всей схеме ПГУ, термодинамически выгодно не снижать температуру газа в каком-либо элементе схемы ниже температуры процесса в предыдущем или последующем элементе. Поэтому повышение температурного уровня газоочистки (в идеале до температуры на выходе из газогенератора) и сокращение ступеней охлаждения-нагрева в системе повышает термодинамическую эффективность цикла, поскольку снижаются потери эксергии рабочего тела и потери располагаемой теплоты в теплообменном оборудовании.

3.1.1. Очистка от твердых частиц

Размеры твердых частиц, остающихся в синтез-газе в результате уноса из газогенератора, варьируются от менее 1 мкм до более 100 мкм в зависимости от исходного топлива и процесса газификации [6]. Частицы содержат остаточный углерод топлива и неорганические примеси, состоящие из щелочных металлов (Na и K), щелочно-земельных металлов (в основном Ca), кремнезема (SiO_2) и других металлов, таких как железо и магний [6–8]. В следовых количествах присутствуют мышьяк, селен, сурьма, цинк, свинец [9].

В процессах холодной очистки синтез-газа от твердых примесей используются мокрые скрубберы различного типа: динамические, распылительные, циклонные, с трубами Вентури и электростатическими осадителями, где достигается степень очистки 90–98 % для частиц больше 3 мкм [10].

Теплая очистка синтез-газа с температурой 90–250 °С может выполняться циклонами, электростатическим способом, а также фильтрацией в тканевых фильтрах, твердых фильтрах, в плотных и движущихся дисперсных слоях. Тканевые фильтры позволяют очищать газ до концентраций меньше 1 мг/м³ для частиц размером больше 1 мкм [11]. На рис. 3.1 показана эффективность различных методов холодной и теплой газоочистки [12].

При горячей газоочистке используются три основных принципа удаления твердых частиц: инерционная сепарация, барьерная фильтрация и электростатическая сепарация.

Инерционная сепарация твердых частиц осуществляется в циклонах, импульсных уловителях и агломераторах пыли [9, 13, 14]. Циклоны являются традиционной и надежной технологией, которая непрерывно совершенствуется, позволяя очищать газы при максимальных температурах свыше 1000 °С. Так, в [15] предложена одна из новых конструкций, которая работает как циклон обратного потока газа с использованием частичной рециркуляции. Эффективность разделения такого устройства более 99,6 %, что выше, чем в классической конструкции Stairmand [16], и сравнима с эффективностью низкотемпературных устройств, таких как трубы Вентури и рукавные фильтры. Высокотемпературный режим очистки часто используется, чтобы предотвратить конденсацию воды, смол и других загрязняющих веществ, которые в противном случае могут загрязнять циклон.

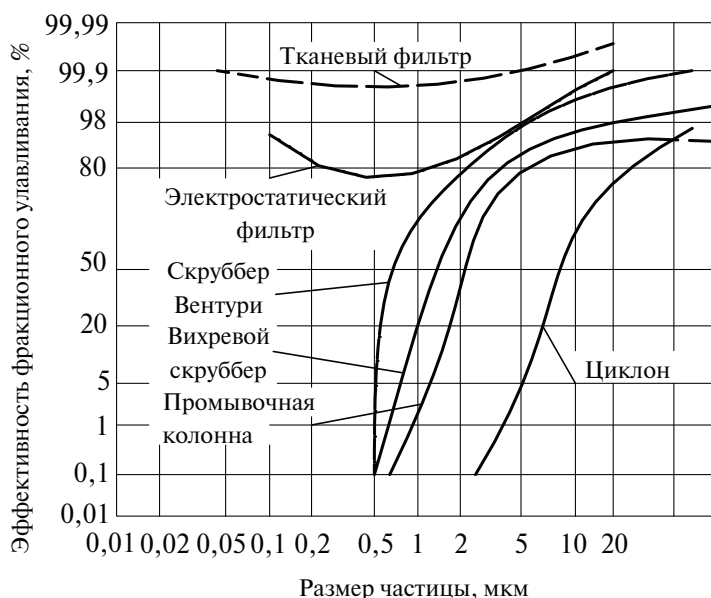


Рис. 3.1. Эффективность очистки от микрочастиц различными системами [12]

Расчет инерционной сепарации в циклонах основывается на параметрах потока и частиц с определением «отсечной точки» по минимальному диаметру улавливаемых частиц. Как правило, для больших объемов газа экономически целесообразно использовать циклоны в качестве первого устройства очистки с удалением твердых частиц крупнее 5 мкм [6].

Барьерная фильтрация. Требованиям горячей фильтрационной газоочистки в наибольшей степени соответствуют стержневые керамические фильтры и движущиеся дисперсные слои.

Разработка в последние 20 лет высокотемпературных керамических фильтров для синтез-газа повышенного давления является одним из ключевых элементов успешного развития горячей газоочистки для ПГУ-ВЦГ [17]. Керамические фильтры выполняются из пористой керамики в виде полых стержней (иногда называемых свечами), которые несколькими комплектами помещают в общий цилиндрический корпус (см. рис. 3.2), либо в виде пластин, из которых собираются пакеты канальных фильтров с поперечным течением запыленного и чистого газов. Керамические элементы обычно изготавливаются из оксидов муллита, алюминия, карбида или нитрида кремния, которые могут работать до температур в 1000 °С (ограничения обусловлены стальными элементами креплений).

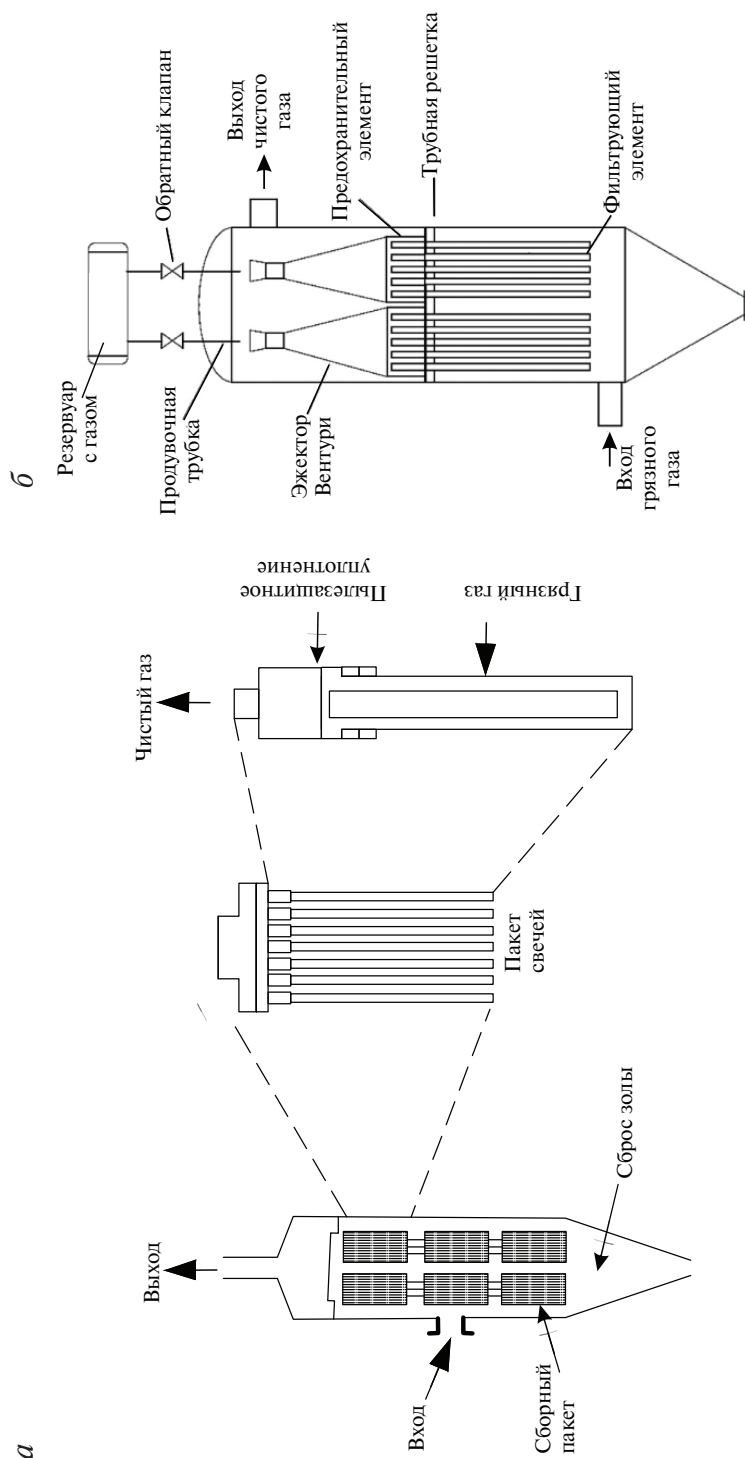


Рис. 3.2. Керамические стержневые фильтры:

а — элементы фильтра [11], б — фильтр с Вентури-эжектором продувочного газа [18]

На керамику может наноситься тонкое композиционное покрытие (8–10 мкм) для предотвращения агрессивного воздействия газов, проникновения пыли, а также, если требуется, обеспечения каталитической активности [1, 11].

В процессе работы при засорении керамических элементов и повышении их гидравлического сопротивления автоматически проводится обратная продувка азотом высокого давления. При температурах выше 400 °С и непрерывной работе около 2700 часов степень очистки в керамических фильтрах достигает 99,99 % для частиц меньше 100 мкм [19].

Определенные преимущества по длительности работы, очистке от засорений и регенерации имеют фильтры с движущимися (либо неподвижными) слоями. Принцип работы фильтра с движущимся слоем (рис. 3.3) заключается в продувке загрязненным газом (при вертикальной подаче газа — со скоростью, меньшей минимальной скорости псевдоожижения) опускающегося слоя твердых частиц. В качестве дисперсного материала используется известь, речной песок, вулканическая порода и другие инертные материалы с размером частиц в несколько сотен микрометров. При температурах около 900 °С слоевые фильтры показывают высокую степень очистки — выше 99 % для частиц от 4 мкм [20, 21].

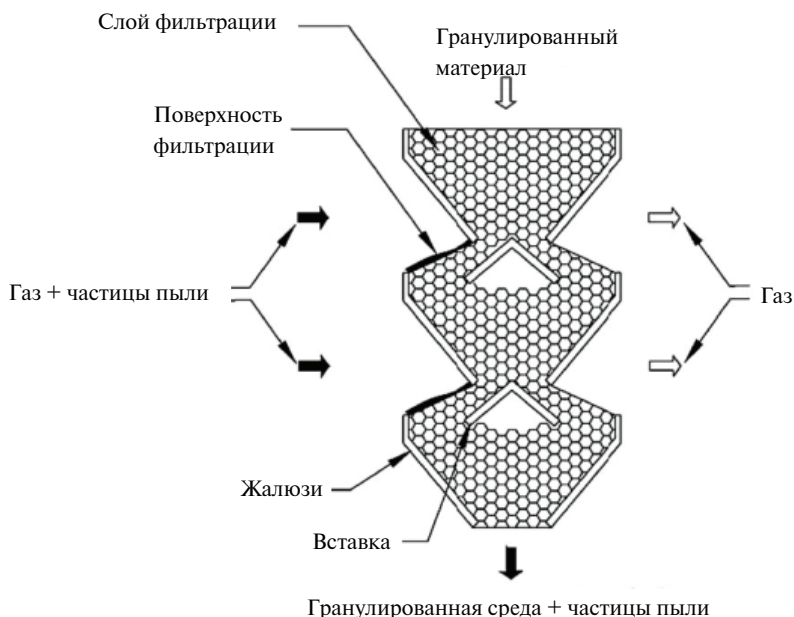


Рис. 3.3. Схема фильтра с движущимся слоем [18]

Для одновременного удаления твердых примесей и смол из синтез-газа поверхность фильтрующих элементов насыщают активными катализаторами (никель, оксид магния) [22, 23].

Близким к методу барьерной фильтрации является принцип работы осадителей пыли в турбулентном потоке (рис. 3.4). На входе в осадитель газовый поток проходит зону турбулизации, а затем входит в зону сепарации, заполненной системой параллельных пластин, имеющих структуру медовых сот, где происходит диссипация вихрей и осаждение пыли. Устройства работают при высоких температурах, имеют низкое гидравлическое сопротивление и высокую степень очистки — до 99,8 %, способны улавливать очень мелкие частицы — меньше 0,5 мкм [24].

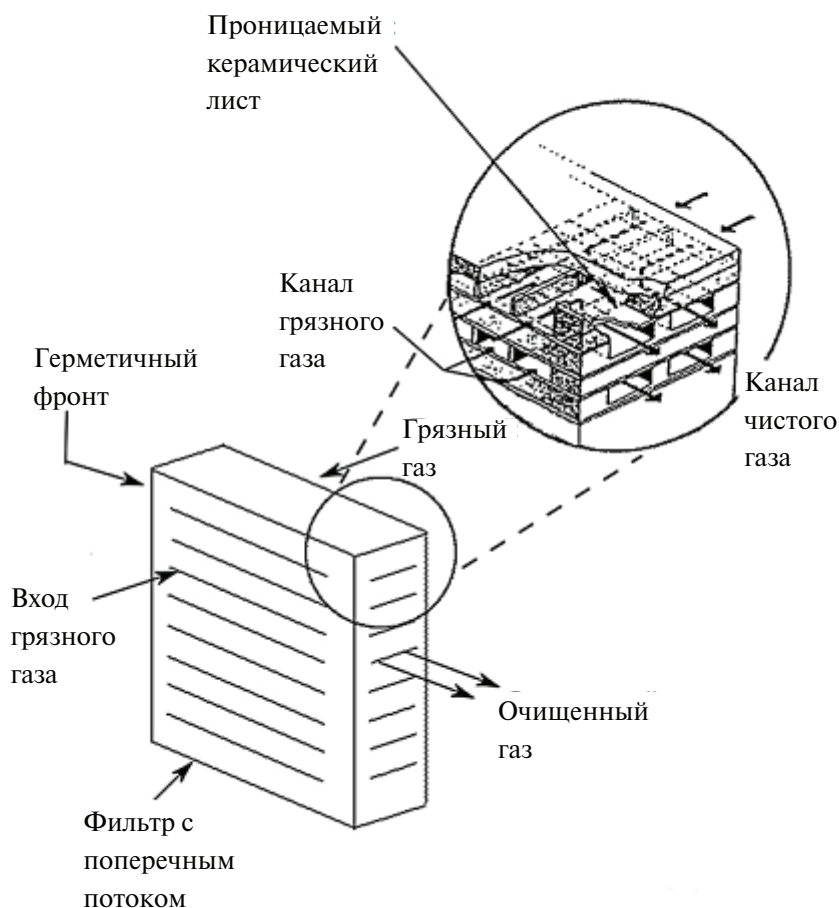


Рис. 3.4. Пластинчатый турбулентный осадитель [11]

Электростатическая сепарация. Метод электростатической сепарации, используемый в электрофильтрах на угольных электростанциях для очистки дымовых газов от золы, может успешно применяться и для очистки синтез-газа при температурах до 400–450 °С. Электрофильтры с приемлемой эффективностью газоочистки при более высоких температурах (до 1000 °С) находятся в стадии разработки [1]. Разрабатываются также конструкции фильтров повышенной мощности с неравновесной (*non-thermal*) плазмой, включая пульсирующую корону, диэлектрические барьерные разряды, коронные разряды и микроволновую плазму [25], в которых возможно не только улавливание пыли, но и разрушение больших молекул для очистки от смольных примесей.

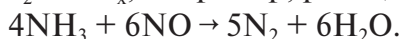
3.1.2. Очистка от соединений азота

Концентрация аммиака в топливном синтез-газе может составлять от сотен до нескольких тысяч миллионных долей. Его допустимая концентрация для газовых турбин по условиям выбросов оксидов азота не должна превышать 50 ppm, но при этом необходимо учитывать, что концентрации даже около 5 ppm могут приводить к отравлению некоторых катализаторов, применяемых для комплексной очистки синтез-газа [1].

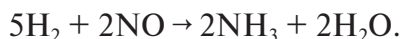
Технологии холодной газоочистки в основном направлены на удаление из синтез-газа NH_3 и HCN путем абсорбции в воде, поскольку они хорошо растворяются в ней. Даже конденсация водяных паров, содержащихся в топливном газе, способна удалять значительную часть нитросодержащих примесей, например, свыше 90 % NH_3 из синтез-газа, получаемого при газификации смеси угля и шлама сточных вод [26]. Наличие CO_2 и SO_2 оказывает влияние на процессы абсорбции аммиака скрубберной средой, заметные концентрации CO_2 интенсифицируют абсорбцию [27]. Исследования показывают, что применение сорбентов (активированного угля, цеолита), капельных фильтров и других сложных технологий, используемых, например, для очистки воздуха, экономически неэффективно по сравнению со скрубберными процессами [28].

Рассматриваемая в данной главе горячая газоочистка заключается не в удалении аммиака из синтез-газа, а в его термическом разложении. Согласно расчетам равновесная концентрация NH_3 в синтез-газе

кузнечного угля на выходе из газогенератора (1100 °С и 3 МПа) составляет около 200 ppm, а при температуре горячей газоочистки 550 °С — 300 ppm, что на порядок превышает норму чистоты топливного газа в IGCC по условиям образования NO_x . Но и равновесные концентрации аммиака 300 ppm в установках газоочистки не могут быть достигнуты из-за медленной скорости его разложения от начальных концентраций, поэтому для ускорения реакций применяются катализаторы. Разложение аммиака происходит в процессах окисления синтез-газа с образованием N_2 , H_2 и NO_x , например, реакция:



При этом нежелательно окисление содержащихся в синтез-газе метана, CO или H_2 :



Вследствие этого подбираются катализаторы с селективными свойствами, минимизирующими эффект нежелательных реакций [29]. Наиболее распространенными являются никелевые и никель-цеолитовые катализаторы ($\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$, $\text{Ni}-\text{Ce}$, Al_2O_3), обеспечивающие 75–85 % конверсию аммиака и требуемую концентрацию 30–50 ppm в угольном синтез-газе [30]. Высокая степень конверсии аммиака достигается уже при 500 °С, но для исключения коксования на катализаторе CO может потребоваться повышение температуры до 700–800 °С.

В практическом применении при 500–800 °С находится несколько десятков природных (угли, железные руды) и композиционных катализаторов на основе WZ, WC, Fe, Zn–Ti, Cu–Mn [1, 30], причем катализаторы на основе вольфрама одновременно позволяют в значительной степени нейтрализовать отравление катализатора серой и ускоряют реакции разложения смольных включений.

По данным исследований [31] для IGCC станции с воздушной газификацией и горячей газоочисткой мощностью 250 МВт достигается сокращение стоимости очистки продуктов сгорания от NO_x на 40 % при повышении температуры в камере сгорания газовой турбины с 1300 до 1500 °С и увеличении термического КПД на 4,5 пункта. При сохранении мощности станции снижается расход газов на входе в турбину (из-за повышения их температуры на 200 °С), а следовательно, уменьшается поток содержащегося в нем NH_3 и расход катализатора на удаление NO_x за котлом-утилизатором.

3.1.3. Удаление хлоридов

Хлор в виде галогена первоначально содержится в угле в количестве 0,01–0,1 мас. % [32]. Значительная часть Cl переходит в HCl в процессе выхода летучих. Концентрация HCl в сыром синтез-газе для различных процессов газификации находится в интервале 40–700 ppmv [18]. Заметная высокотемпературная коррозия лопаток турбин может происходить уже при незначительных концентрациях хлоридов и щелочных металлов в синтез-газе на уровне 0,024 мкл/л [33]. Хлористый водород может вызывать отравление катализаторов, а также реагировать с другими примесями, образуя хлориды аммония и натрия (NH₄Cl и NaCl), которые формируют отложения в проточных частях оборудования.

Холодная очистка синтез-газа в мокрых скрубберах обычно совмещается с удалением пыли, смол и щелочных металлов. Удаление хлора происходит в основном по двум механизмам: осаждение солей хлорида аммония и абсорбция паров HCl. При температурах ниже 300 °C содержащиеся в синтез-газе HCl и NH₃ в газовых фазах реагируют с образованием твердого хлорида аммония:



Частицы образовавшейся соли могут агломерироваться в виде отложений на рабочих поверхностях, поэтому синтез-газ перед очисткой не охлаждают ниже 300 °C. Мокрые скрубберы достаточно эффективно удаляют обе формы хлоридов, для интенсификации процессов в воду добавляют карбонат соды [1].

К теплому режиму газоочистки относится полумокрый метод удаления хлоридов при температурах слегка выше температуры конденсации воды. С помощью вращающегося распылительного диска в синтез-газ инжектируется известковая суспензия, где Ca(OH)₂ быстро реагирует с HCl с образованием CaCl₂ и H₂O. Для исключения образования отложений полученные частицы улавливаются в рукавных фильтрах при 130–140 °C, при этом удаляется 99,5 % HCl и 94 % SO₂ [34].

Горячая газоочистка от хлоридов производится с применением сорбентов. Наиболее эффективно проведение газоочистки при температуре 400–600 °C, что определяется химическим равновесием между газами и поверхностью сорбентов. Очистка синтез-газа осуществляется в основном в реакторах с плотным или псевдоожиженным слоем гранул (пеллет), изготавливаемых из порошков исходных материалов сор-

бентов [18], либо в установках с инъекцией порошкообразного сорбента в газовый поток [35]. Композиционные сорбенты производятся на основе карбонатов и оксидов щелочных и щелочно-земельных металлов (Na_2CO_3 , CaO), оксидов и мультиоксидов Mg и Al [36,37], которые позволяют проводить высокотемпературную очистку синтез-газа с концентрацией HCl около 1000 мг/м^3 до менее чем 1 ppmv [18].

3.1.4. Очистка от щелочных металлов

Многие исходные материалы газификации (см. табл. 3.1) содержат щелочи и щелочно-земельные металлы. Щелочные металлы, в основном калий и в меньшей степени натрий, являются более проблемными в использовании синтез-газа, чем щелочно-земельные металлы из-за их повышенной реакционной способности. Щелочь в исходном сырье является реактивной и нестабильной. Некоторые щелочные соединения плавятся или даже испаряются при температуре выше 600°C и могут находиться в синтез-газе в виде аэрозолей и пара [38, 39]. Щелочные соединения транспортируются из газогенератора, как правило, в виде хлоридов, гидроксидов и сульфатов и могут приводить к существенному обрастанию и коррозии оборудования в последующих процессах [40].

Некоторые катализаторы, используемые для удаления из синтез-газа других загрязняющих веществ или изменения состава синтез-газа, включают в себя щелочные катализаторы на основе переходных металлов (кобальт, молибден, рутений, цезий и литий). Вместе с топливными калием и натрием эти металлы испаряются в высокотемпературных секциях системы. Конденсируясь в более холодных участках, они вызывают коррозию поверхностей и образуют спеки [41]. Многие катализаторы также чрезвычайно чувствительны к содержанию щелочи в синтез-газе и могут быть легко отравлены. Содержание щелочи иногда приходится снижать с нескольких граммов на килограмм до несколько микрограмм на килограмм [42].

При понижении температуры синтез-газа менее 300°C пары щелочей конденсируются и агломерируются в мелкие частицы, а затем взаимодействуют с пылью и смолами [43]. Поэтому на данном температурном уровне для удаления щелочей используются те же методы, что и при удалении твердых примесей, в основном промывка водой или кислотное выщелачивание в скрубберах [1].

Конденсационный метод удаления щелочей используется и при повышенных температурах — до 600 °С, когда удается минимизировать количество щелочных паров, не улавливаемых при удалении твердых микропримесей [44]. При промывке в скрубберах газов с температурой до 450 °С и высоким содержанием смол может применяться технология OLGA [1], где вместо воды используется нефть для одновременного улавливания смол и твердых микропримесей.

Основным методом горячей газоочистки является адсорбция на поверхности твердых сорбентов, называемых «getter materials» (поглотители) и обладающих свойствами хорошей высокотемпературной и необратимой адсорбции. Процесс адсорбции происходит при продувке синтез-газом плотных слоев из гранул адсорбентов [10]. В качестве сорбентов используются как природные минералы (кремнезем, глины, каолиниты), так и синтетические сорбенты на основе $Mg(OH)_2$ [33] и активированного алюминия, получаемого из бокситов. Каолиниты и бокситы способны улавливать щелочные металлы при температурах до 1000 °С. Каолиниты обладают повышенной адсорбционной емкостью [45], а бокситы обеспечивают степень очистки выше 99 % менее чем за 0,2 с и регенерируются водой [14]. Еще более высокую эффективность при температурах больше 800 °С показывают сорбенты на основе активированного Al_2O_3 [46].

В работах [47, 48] проведены исследования сорбционных свойств материалов, предназначенных для удаления щелочи из угольных синтез-газов при температуре 1400 °С до допустимых концентраций в газе для газовых турбин ($<0,01 \text{ мг (Na + K)/нм}^3$).

В газовый канал экспериментального реактора (см. рис. 3.5) подавался гелиевый имитатор угольного газа с концентрацией щелочи $NaCl$ 8 ppmv. В качестве сорбентов использовались 6 различных синтетических алюмосиликатных смесей, содержащих Al_2O_3/SiO_2 с добавками оксидов магния, натрия, калия, кальция, железа, титана и фосфора. Сорбент, нагретый до 1400 °С, находился в газовом канале в виде стержня длиной 50 мм из спрессованных гранул диаметром 2–4 мм. Время прохождения (пребывания) очищаемого газа составляло 0,36 с. Газ продувался через сорбент до тех пор, пока концентрация щелочи в нем не снижалась до 100 ppbv. Наилучшую способность к удалению щелочи до требуемых концентраций показали бокситовые сорбенты, обогащенные каолинитами и окисью кремния. Концентрация $NaCl$ могла быть снижена до значений $< 30 \text{ ppbv}$.

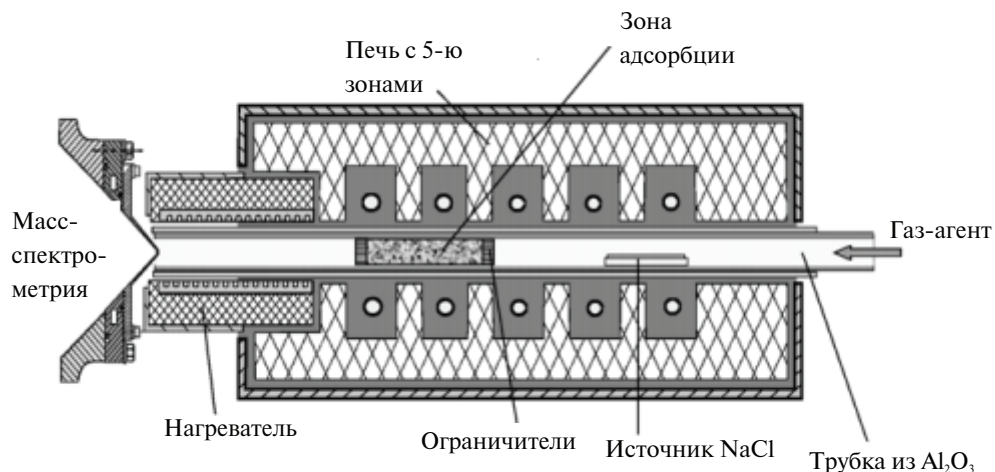


Рис. 3.5. Схема высокотемпературного реактора сорбции щелочей [47]

3.1.5. Удаление тяжелых металлов

Примеси металлических элементов присутствуют во всех видах углеродного топлива, как правило, в следовых количествах 0,1 %. К наиболее опасным для экологии относятся примеси, содержащие элементы Hg, As, Se, Cd и Zn. Согласно данным, приведенным в [10], тяжелые металлы I группы, такие как Ba, Ce, Mg, Cr, концентрируются в шлаковой (донной) золе топлива, никогда не испаряются и легко сепарируются; металлы II группы (Cu, Pb, Se, Zn, As) концентрируются в твердых микропримесях; металлы III группы (Br, Hg, I, Cd) — находятся в газовой фазе.

Для удаления тяжелых металлов разработаны и применяются в основном методы холодной и теплой газоочистки. Ртуть считается самым опасным экологическим загрязнителем и может приводить также к отказам оборудования, связанным с образованием ртутной амальгамы [5]. Одним из первых известных процессов удаления ртути является низкотемпературный процесс сепарации — *LTS* (*Low Temperature Separation*), первоначально примененный в 1972 году в Нидерландах для удаления ртути из природного газа путем конденсации [5]. В нем используется гликоль и система теплообмена и расширения для конденсации ртути из потока газа, а достигаемый уровень очистки в 1 мкг/нм³ на порядки выше, чем требуемая чистота для синтез-газа ПГУ-ВЦГ.

Новые методы очистки от микропримесей металлов с использованием регенерируемых и нерегенерируемых сорбентов позволяют вы-

полнять глубокую очистку от микропримесей металлов, включая ртуть.

Компания *Calgon Carbon Corporation* (США) очищает природный газ высокого давления от ртути в слое сорбентов на основе активированного угля. Степень очистки достигает 99,99 % до концентраций $0,001 \text{ мкг/нм}^3$. Входная концентрация ртути в газе — 50 мкг/нм^3 — примерно равна ее концентрации в синтез-газе битумного угля, очистка которого на новых сорбентах пока не тестировалась, но предполагается, что удаление ртути будет примерно на таком же уровне [5]. Распространены также цеолитовые адсорбенты с небольшим внешним покрытием из серебра (HgSIV адсорбенты), способные удалять ртуть до концентраций ниже $0,01 \text{ мкг/нм}^3$.

Разработкой высокотемпературных Hg-сорбентов для ПГУ-ВЦГ занимается лаборатория *NETL*, США. В лабораторных исследованиях была обнаружена высокая сорбционная способность для Hg у палладия при температурах до 400°C . В 2008–2014 гг. лабораторией проводились испытания палладиевых сорбентов на угольном синтез-газе, в которых были выявлены некоторые проблемы с осаждением смол на поверхности сорбента [49]. Новый регенерируемый сорбент разработан *TDA Research Inc.* и может быть применен при высоких температуре и давлении [1]. Сорбент удаляет более 95 % ртути при очистке синтез-газа, получаемого из различных лигнитов и битуминозных углей, а также дополнительно удаляет Cd, As и Se.

Для удаления других тяжелых металлов из синтез-газа используют твердые сорбенты, такие как диоксид кремния, бокситы, каолинит, цеолит, известь, активированный уголь, и другие комбинации активных элементов [1, 10]. Проводились тестирования известняка, летучей золы, оксида алюминия и смеси оксидов металлов в условиях, сходных со средой газификации [50]. Летучая зола, известняк и оксиды металлов показывают наилучшее удаление As и Se, при этом летучая зола также эффективно удаляет Cd и Zn.

3.1.6. Сероочистка синтез-газа

Соединения серы в синтез газе содержатся в основном в виде сероводорода H_2S и в небольших количествах как карбонил сульфид COS. Концентрация сероводорода в газе может составлять от 0,1 мл/л до более чем 30 мл/л в зависимости от газифицируемого топлива [1].

Показанные на рис. 3.6 методы объединяют более 30 разработанных сухих и мокрых технологий сероочистки, выполняемых при различных температурных уровнях. Прямые методы удаления соединений серы включают в себя два вида конверсии с использованием сухого и жидкостного процесса. Непрямые методы совмещены с удалением так называемых кислых газов, включая CO_2 .

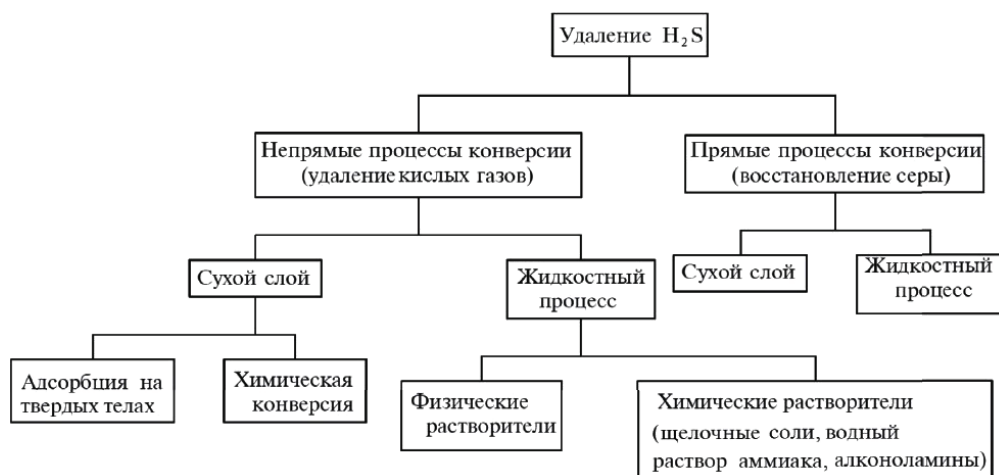


Рис. 3.6. Способы удаления H_2S [1]

Предварительная (до сжигания) сероочистка синтез-газа от H_2S , как правило, выгодна экономически, поскольку при удалении SO_2 из продуктов сгорания их массовый расход значительно превышает расход серосодержащего топливного газа.

По диапазонам температур процессы сероочистки классифицируются на холодную — *CGD* (*cold gas desulfurization*) при температурах процессов около температуры окружающей среды ($<100^\circ\text{C}$) и горячую очистку газа (*HGD*) при температурах от $350\text{--}400^\circ\text{C}$ до 1300°C и более, верхний диапазон которой будем именовать высокотемпературным. Промежуточный интервал температур для процессов сероочистки синтез-газа ПГУ-ВЦГ не классифицируется.

Горячая сероочистка, как наиболее эффективная, в настоящее время интенсивно исследуется. В большей степени разработаны процессы на уровне температур до $500\text{--}600^\circ\text{C}$, в которых в качестве регенерируемых сорбентов применяются монооксиды металлов. Для более

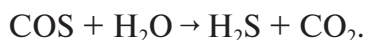
высоких температур требуется освоение композитных сорбентов, содержащих оксиды нескольких металлов или их соединений [51].

Холодная сероочистка

Процесс холодной газоочистки является хорошо изученным вариантом очистки синтез-газа от сернистых соединений с применением жидких сорбентов-растворителей: метилдиэтанолamina (*MDEA*), моноэтанолamina (*MEA*), диэтанолamina (*DEA*) и других. В процессе сероудаления происходит глубокое охлаждение синтез-газа до уровня комнатных температур в 25–30 °С, снижающее термодинамическую эффективность цикла ПГУ.

Одним из возможных вариантов схем холодной очистки синтез-газа от соединений серы является схема, предлагаемая в программном продукте *Thermo flow* к коммерческому использованию. Расчетные параметры схемы представлены на рис. 3.7.

Технология холодной сероочистки включает в себя следующую последовательность: исходный синтез-газ с температурой 350 °С входит в мокрый скруббер для удаления твердых частиц и хлоридов, где охлаждается до 150 °С и увлажняется практически до состояния насыщения. Мокрые скрубберы работают с использованием непрерывной подачи воды. Выходящая грязная вода уносит твердые частицы и другие примеси и повторно используется в другом месте цикла. Затем синтез-газ поступает в установку гидролиза COS. В установке синтез-газ проходит через катализатор, где COS реагирует с содержащимся в синтез-газе водяным паром с получением H₂S и CO₂:



Затем для удаления H₂S сырой синтез-газ должен быть охлажден почти до комнатной температуры в охладителях 1–3, где могут быть использованы различные охлаждающие теплоносители. Охладителем 1 нагревается чистый синтез-газ, выходящий из установки удаления кислого газа, охлаждая при этом сырой синтез-газ до указанной температуры на выходе. В охладителе 2 газ обычно охлаждается конденсатом котла-утилизатора. В охладителе 3 теплота газа отводится к внешнему источнику (например, охлаждающей воде). При охлаждении происходит осушение синтез-газа, образующийся конденсат отводится через дренаж. Минимальная разность температур теплоносителей в охладителях ограничена 5 °С.

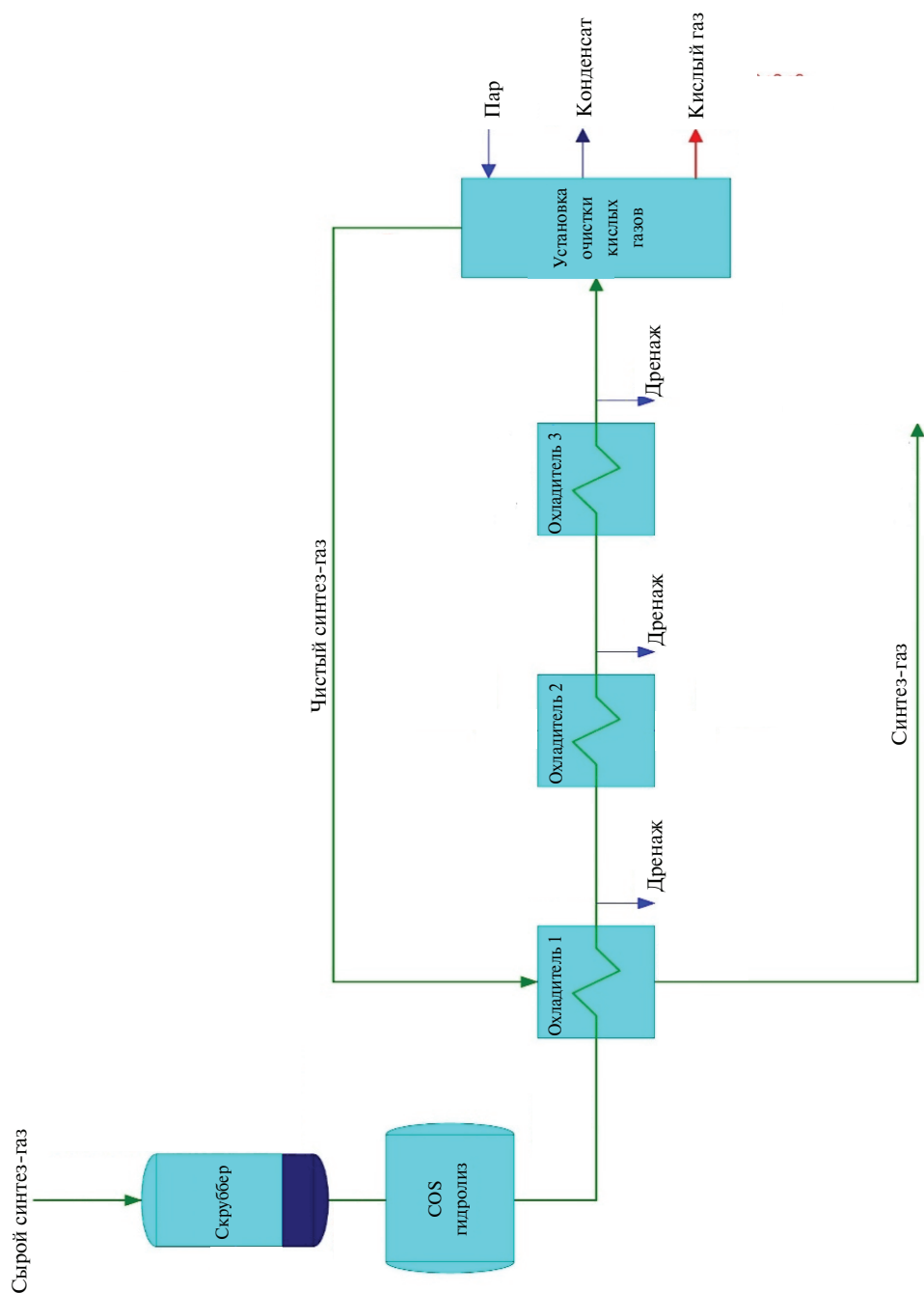


Рис. 3.7. Расчетная технологическая схема холодной газоочистки из программы *ThermoFlow*

Подготовленный таким образом синтез-газ с температурой 30–40 °C пропускают далее через установку удаления кислых газов — AGR, отдельно показанную на рис. 3.8. Входным элементом установки является противоточный абсорбер, где содержащийся в синтез-газе H_2S реагирует с жидким сорбентом и удаляется с эффективностью 98–99 %. Очищенный в абсорбере синтез-газ отводится из установки.

Остальные элементы установки предназначены для регенерации выходящего из абсорбера сорбента-растворителя, насыщенного H_2S . Сорбент перекачивается в десорбер и бойлер, где происходит его нагрев паром до распада промежуточного соединения и высвобождения H_2S , что позволяет регенерировать растворитель. Для выделения H_2S из растворителя с греющим паром должно быть подведено значительное количество теплоты.

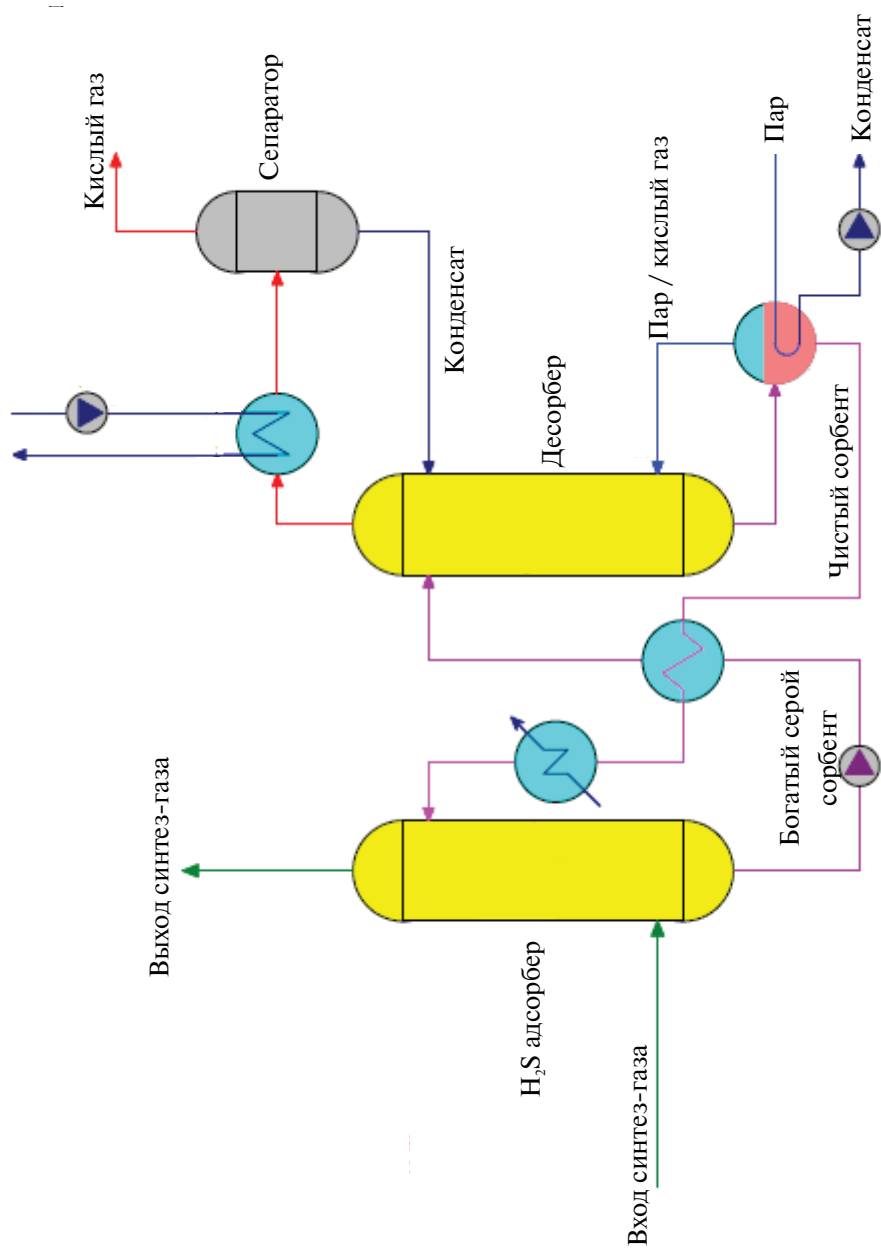
Далее сорбент охлаждается и закачивается обратно в колонну. H_2S вместе с некоторой частью CO_2 и пара выходит из десорбера и охлаждается в конденсаторе для удаления воды. Сепарированный в отстойнике конденсат отводится в десорбер, а кислый газ обычно отправляется в установку для извлечения серы.

Горячая сероочистка

Повышенное внимание к горячей сероочистке связано с ростом объемов производства синтез-газа, технологии использования которого предусматривают очистку от сероводорода. Сероочистка при повышенных температурах не имеет недостатков холодной газоочистки, связанных с глубоким охлаждением сырого синтез-газа, наличием грязных потоков и длинной технологической цепочкой.

Сухие высокотемпературные методы очистки от сероводорода основываются на использовании как одноразовых нерегенерируемых, так и регенерируемых сорбентов.

В ВТИ разработана технология использования сорбентов-поглотителей (хемсорбенты) природного происхождения — железомарганцевых руд российских месторождений с сероемкостью до 26 мас. % [52]. В исследованиях очистки хемсорбентами газогенераторного газа с содержанием H_2S до 0,5 об. % при температурах 500–800 °C степень очистки превышала 95 % [53]. Достоинствами данного вида сероочистки является низкая стоимость и возможность использования сорбентов после цикла сероочистки на металлургических предприятиях для извлечения металлов.

Рис. 3.8. Расчетная технологическая схема установки удаления кислых газов из программы *Thermo flow*

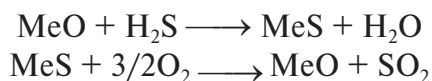
В современных схемах сероочистки ПГУ-ВЦГ применяются регенерируемые сорбенты, допускающие многократную реверсивную адсорбцию серы из сероводорода синтез-газа. Сорбенты должны иметь следующие основные характеристики [1, 54]:

- высокие константы равновесия и скорости реакции сульфидизации;
- достаточную сероемкость;
- высокую избирательность реакции сульфидизации, чтобы минимизировать побочные реакции;
- сопротивляемость к восстановлению водородом, содержащемся в синтез-газе;
- высокую механическую прочность против истирания;
- хорошую регенерируемость при невысоких затратах;
- приемлемый интервал рабочих температур.

Исследования показали [36], что в большей степени требованиям к сорбентам высокотемпературной десульфуризации и минимизации свободной энергии реакций соответствуют оксиды металлов, среди которых определены семь наиболее перспективных — оксиды металлов Zn, Fe, Cu, Mn, Mo, V, Co [51]. Максимальная рабочая температура для оксидов цинка составляет 650 °С, меди и железа — 700 °С, марганца — до 1000 °С [1, 55].

Для получения сорбентов с повышенными показателями сероемкости, регенеративной эффективности, устойчивости к температурам выше 600 °С, а также к улавливанию дополнительных примесей разрабатываются полиметаллические и композитные сорбенты. Например, полиметаллические сорбенты — цинкомедные ферриты $0,86\text{ZnO} \cdot 0,14\text{CuO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ или медномарганцевые оксиды CuMn_2O_4 имеют высокую — до 54 % сероемкость и степень очистки синтез-газа от H_2S до менее чем 1 мкл/л при 600–650 °С [51]. Композитные сорбенты с повышенной степенью регенерируемости, например, цинкоферриты, структурированные углеродом и цеолитом до пористости в несколько нанометров [56], успешно применяются для очистки от H_2S угольного синтез-газа от 4000 до менее 1 ppm при 500 °С.

При очистке угольного синтез-газа от H_2S моно- и полиметаллическими сорбентами происходят следующие реакции сульфидизации и регенерации:



Наилучшими термодинамическими и эксплуатационными характеристиками обладают сорбенты на основе ZnO , имеющие уровень рабочих температур 400–650 °С, сероемкость больше 300 г/кг и степень очистки от H_2S при 650 °С до 7 мкл/л [51].

Технические параметры ZnO сорбентов подбираются в зависимости от конкретных условий сероочистки. При температурах больше 550 °С уже заметна возгонка металлической реакционной поверхности сорбента, поэтому для повышения температурных характеристик применяются цинкоферритовые и цинкотитанитовые сорбенты [57–59]. Цинконикелевые сорбенты компании *ConocoPhillips* [60] имеют повышенный срок использования и сохраняют уровень эффективности 90 % после 40 циклов регенерации. На процесс сульфидизации сорбента влияет также и состав синтез-газа. Так, при содержании в синтез-газе больше 25 % CO на поверхности сорбентов могут появляться отложения углерода (сажи). Для уменьшения коксования при сероочистке буроугольного синтез-газа в [61] использовались углеродосодержащие цинкоферриты. При одновременном удалении H_2S и HCl используются NiO , MgO и CaO , содержащие сорбенты [18].

При регенерации ZnO сорбентов температурный уровень реакции регенерации должен быть выше 550 °С для предотвращения образования сульфатов цинка. Допустимая разница температур процессов сульфидизации и регенерации выбирается из условий прочности материала сорбентов к перепадам температур [23].

Промышленное применение твердооксидных сорбентов в процессах горячей сероочистки (*HGC*) развивалось в направлении от инъекции сорбентов одноразового использования в газогенератор с жидким шлакоудалением до проектируемых в настоящее время систем с газопоточными сероадсорберами и регенераторами сорбентов. В Японии институтом *CRIEPI (Central Research Institute of Electric Power Industry)* разработаны цинкоферритовые сорбенты в виде пеллет и медовых сот для сухой сероочистки в плотном слое при 450 °С на ПГУ-ВЦГ. Сорбенты имеют улучшенные характеристики по сажеотложению в неблагоприятных условиях и удалению незначительных сажевых загрязнений в процессе регенерации [62].

Одной из наиболее перспективных является схема очистки синтез-газа от H_2S с реакторами циркуляционного кипящего слоя (ЦКС) под давлением, в которой использованы преимущества аппаратов с кипящим слоем, имеющих высокие тепломассообмен-

ные характеристики, регулируемость параметров и повышенную производительность.

На рис. 3.9 представлен принцип процесса горячей сероочистки, разрабатываемый *RTI (Research Triangle Institute)* [63]. Сырой синтез-газ поступает в адсорбер ЦКС, где очищается от серы, взаимодействуя с циркулирующими частицами ZnO сорбента. Из адсорбера сульфидизированный сорбент отводится во второй реактор с ЦКС-регенератор на восстановление воздухом и затем вновь возвращается в адсорбер.

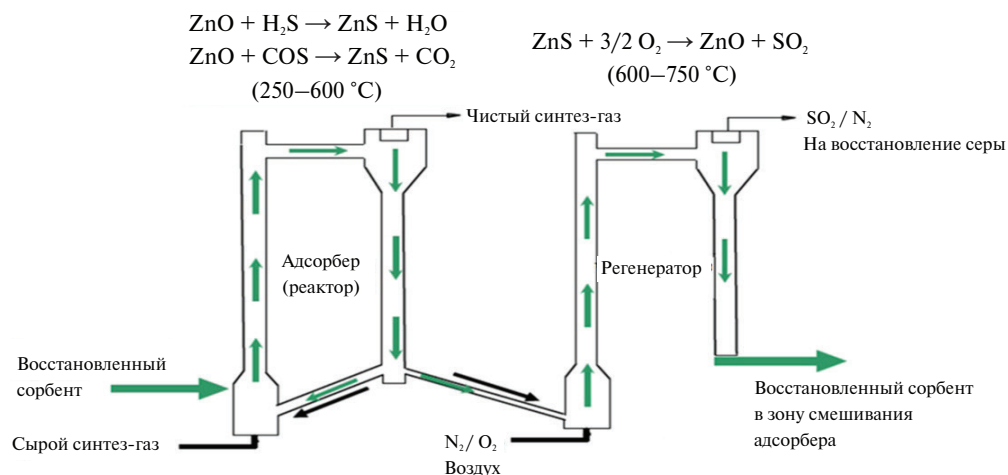


Рис. 3.9. Процесс горячей газоочистки *RTI* [63]

В исследованиях систем горячей сероочистки (*HGC*) рассматривается эффективность предлагаемых схем по сравнению с уже существующими в ПГУ-ВЦГ стандартными схемами холодной сероочистки (*CGD*).

В публикациях Гуффриды А. [55, 64] исследуется термодинамическая эффективность замены в ПГУ-ВЦГ приведенной выше системы холодной сероочистки с охлаждением синтез-газа в мокром скруббере и *MDEA* удаления H_2S при 30°C на систему горячей сероочистки при $400-600^\circ\text{C}$ с двумя ЦКС реакторами, приведенную на рис. 3.10.

Показанный в схеме кислородный газогенератор под давлением 4,4 МПа генерирует синтез-газ (1) с температурой 1550°C , который охлаждается до температуры сероочистки и подается (2) в реактор с ЦКС на десульфуризацию (за вычетом доли на рециркуляцию (3)).

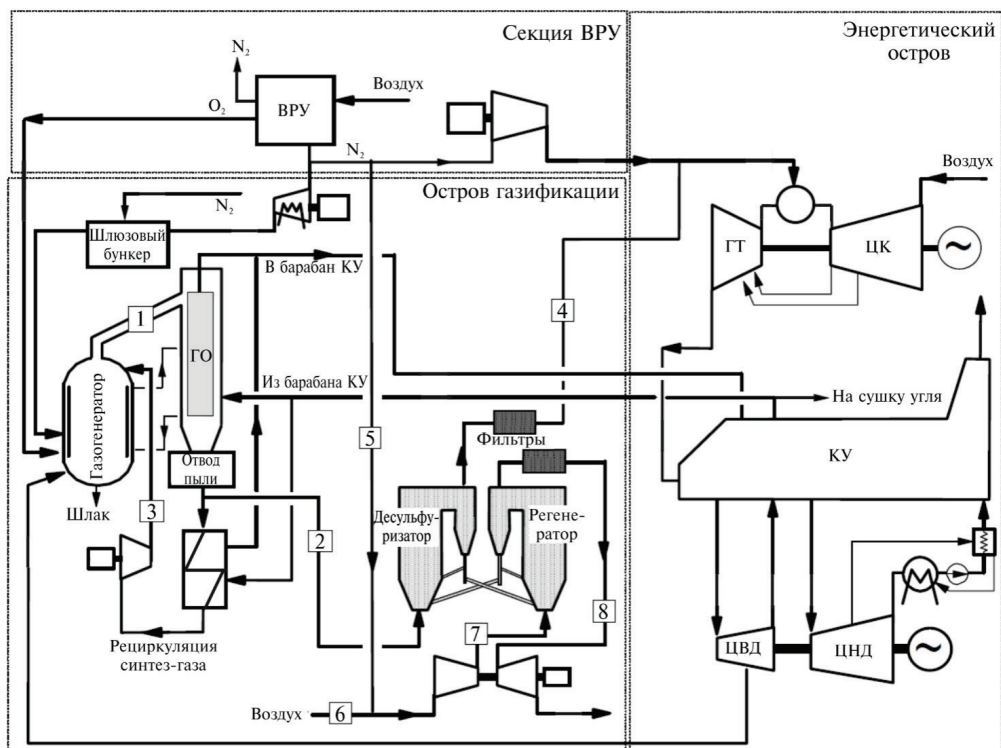


Рис. 3.10. Схема горячей сероочистки для ПГУ-ВЦГ [55]

Очищенный синтез-газ (4) с температурой десульфуризации после прохождения высокотемпературного фильтра поступает в камеру сгорания газовой турбины, куда также подается азот для регулирования концентрации образующихся NO_x . Во избежание термодинамических потерь при смешении с горячим синтез-газом азот промежуточному охлаждению в процессе сжатия в компрессоре не подвергается. Таким образом, по сравнению с холодным вариантом сероочистки (CGD) повышается температурный уровень процессов и упрощается сама схема.

Частицы сорбента после циклона первого реактора-адсорбера подаются во второй реактор с ЦКС на регенерацию. В регенератор кроме воздуха (6), (7) подается азот (5) со станции разделения воздуха для регулирования концентрации кислорода в реакторе и предотвращения образования сульфатов ZnSO_4 при высоких концентрациях кислорода [58]. Выходящий из регенератора газ (8), содержащий SO_2 , расширяется в турбодетандере, являющемся приводом компрессора для смеси воздуха и азота, подаваемой в регенератор, а затем газ идет на очист-

ку от SO_2 в блок стандартной мокрой сероочистки дымовых газов или на производство серной кислоты.

В целях исследования термодинамической эффективности горячей сероочистки было выполнено [55, 64] шесть вариантов расчета оборудования сероочистки для ПГУ-ВЦГ в интервале температур 400–650 °С и проведено их сравнение с показателями холодной сероочистки. Результаты расчетов приведены в табл. 3.3.

Таблица 3.3

Результаты расчетов [55]

Параметр	CGD	HGD					
Температура десульфуризации, °С	30	400	450	500	550	600	650
Линия газификации							
Расход угля, кг/с	35,7	33,7	33,5	33,2	33,0	32,7	32,5
Воздух в ВРУ, кг/с	136,3	128,7	127,7	126,8	125,9	125,0	124,0
Азот на разбавление синтез-газа, кг/с	81,8	58,2	58,5	58,1	57,6	57,2	56,8
Температура азота после компрессора, °С	232,2	495,7	495,7	495,7	495,7	495,7	495,7
Линия очистки от серы							
Расход сорбента, кг/с	—	5,2	6,0	7,2	8,9	11,7	17,4
Соотношение ZnS и ZnO	—	0,64	0,54	0,44	0,36	0,28	0,22
Газовая турбина							
Расход воздуха на компрессор газовой турбины, кг/с	546,3	575,1	576,0	576,8	577,6	578,4	579,2
Синтез-газ в камеру сгорания, кг/с	76,4	69,0	68,5	68	67,5	67	66,5
Газ в первое сопло турбины, кг/с	579,0	581,9	581,9	581,8	581,8	581,8	581,8
Давление на входе в турбину, МПа	1,654	1,654	1,654	1,654	1,654	1,654	1,654
Температура на входе в турбину, °С	1395,3	1395,3	1395,3	1395,3	1395,3	1395,3	1395,3
Теоретическая температура горения, К	2220	2412,8	2424,1	2435,5	2447,0	2458,6	2470,3
Котел-утилизатор							
Расход газа на входе, кг/с	704,5	703,0	702,9	702,8	702,7	702,6	702,5
Температура на выходе из турбины, °С	590,1	588,6	588,4	588,2	588,0	587,8	587,6

Продолжение табл. 3.3

Параметр	CGD	HGD					
Температура дымовых газов за котлом, °C	115,0	115,0	115,0	115,0	115,0	115,0	115,0
Тепловая мощность дымовых газов, МВт	881,4	871,3	870,7	870,1	869,5	868,9	868,3
Тепловая мощность котла-утилизатора, МВт	731,2	722,3	721,7	721,2	720,6	720,1	719,5
Тепловая мощность газоохладителя, МВт	138,1	143,5	137,6	131,8	126,0	120,2	114,4
Паровая турбина							
Расход пара высокого давления по линии газификации, кг/с	241,2	250,6	240,2	230,0	219,8	209,8	199,6
Расход пара на входе ЦВД, кг/с	273,3	277,5	272,3	267,1	261,9	256,8	251,7
Расход пара на входе в ЦСД, кг/с	264,3	272,3	268,3	264,4	260,4	256,5	252,6
Расход пара на входе в конденсатор, кг/с	240,4	246,3	243,9	241,5	239,1	236,7	234,3
Тепловой баланс							
Электрическая мощность газовой турбины, МВт	328,5	316,2	315,8	315,5	315,1	314,8	314,4
Электрическая мощность паровой турбины, МВт	410,2	412,4	405,8	399,5	393,3	387,1	381,0
Электрическая мощность азотного компрессора, МВт	−69,1	−61,7	−61,2	−60,8	−60,3	−59,9	−59,4
Электрическая мощность ВРУ, МВт	−72,2	−68,1	−67,6	−67,2	−66,7	−66,2	−65,7
Электрическая мощность турбины (горячая газоочистка), МВт	—	−0,36	−0,36	−0,35	−0,35	−0,35	−0,34
Электрическая мощность конденсатных и питательных насосов, МВт	−10,4	−11,0	−10,9	−10,7	−10,6	−10,4	−10,3
Электрическая мощность остальных установок, МВт	−18,3	−15,4	−15,3	−15,2	−15,1	−15,0	−14,9
Электрическая мощность ПГУ-ВЦГ нетто, МВт	904,8	896,6	890,2	884,4	878,5	872,7	866,9
Тепловая мощность ПГУ-ВЦГ на входе, МВт	1897,2	1792,1	1779,0	1766,1	1753,1	1740,3	1727,4

Окончание табл. 3.3

Параметр	CGD	HGD					
КПД ПГУ-ВЦГ нетто по низшей теплоте сгорания, %	47,68	50,03	50,04	50,07	50,11	50,15	50,18
КПД ГТУ брутто, %	44,30	45,15	45,43	45,72	46,00	46,29	46,58
КПД ГТУ нетто, %	39,84	40,75	41,03	41,32	41,60	41,89	42,18
КПД ПТУ нетто, %	42,47	42,05	41,89	41,76	41,63	41,50	41,37
КПД газификации химический (CGE), %	78,1	78,1	78,1	78,1	78,1	78,1	78,1
КПД с учетом теплосо- держания горячего газа (HGE), %	80,8	82,2	82,7	83,3	83,9	84,4	85,0

Из расчетов следует, что при переходе от CGD к HGD КПД ПГУ-ВЦГ нетто повышается на 2,5 процентных пункта и превышает 50 %. Термодинамический анализ рассчитанных вариантов HGD показывает также следующее [55]:

1) При изменении температуры сероочистки во всем указанном интервале работа расширения газовой турбины меняется незначительно, предположительно из-за регулирования расходов воздуха и топливного газа, подаваемых в камеру сгорания для сохранения температуры на входе в газовую турбину и перепада давления в ней в проектных значениях.

Тем не менее, увеличение температуры сероочистки повышает электрический КПД ГТУ, так как уменьшается потребность в топливном газе, а, следовательно, и расход угля. В табл. 3.3 КПД ГТУ нетто, учитывающий мощность компрессора азота для разбавления синтез-газа, увеличивается от 40,75 % (при 400 °C) до 42,18 % (при 650 °C), что соответствует увеличению КПД использования теплоты горячего газа HGE (или энергетического КПД η_g) от 82,2 до 85 %. HGE отличается от химического КПД CGE наличием величины Δh_s — энтальпии, необходимой для охлаждения топлива до температуры окружающей среды:

$$\eta_g \equiv \text{HGE} = \frac{G_{\text{синтез-газ}} \cdot (Q_{i \text{ синтез-газ}}^r + \Delta h_s)}{Q_{i \text{ уголь}}^r \cdot G_{\text{уголь}}}$$

2) Турбокомпрессор, используемый в HGD-процессе для сжатия окисляемого потока на регенерацию сорбента, хорошо сбалансиро-

ван с турбиной и его потребляемая электрическая мощность мала. В варианте с CGD весь азот, получаемый в ВРУ, идет на разбавление синтез-газа в камере сгорания. В вариантах с HGD часть азота подается на регенерацию сорбента, поэтому большее количество воздуха подается компрессором газовой турбины при той же температуре газа на входе в нее, но меньшая мощность потребляется на сжатие оставшегося азота, идущего на разбавление синтез-газа.

3) Повышение температуры сероочистки приводит к уменьшению доли теплоты, идущей на генерацию пара высокого давления в газоохладителе, и снижению его расхода. В результате как КПД, так и мощность нижнего паросилового цикла снижается с ростом температуры сероочистки (см. табл. 3.3).

Согласно приведенным данным КПД нетто ПГУ-ВЦГ циклов с горячей газоочисткой (HGCU) в интервале температур 400–650 °С практически не меняется.

4) Анализ эксергетических потерь в схеме ПГУ-ВЦГ для холодной и горячей газоочистки показывает, что потери работоспособности при горячей газоочистке меньше или равны потерям при холодной, в то время как в компрессоре, паровом котле и паровой турбине они выше. Увеличение температуры газоочистки от 400 до 650 °С приводит к снижению эксергетических потерь на 0,15 %, что согласуется с потерями энергии по первому закону сохранения энергии.

5) Авторы [55, 64] приводят также некоторые технические замечания по работе оборудования в условиях горячей газоочистки:

- для предотвращения образования сульфатов при регенерации сорбентов повышается температура в регенераторе, что усложняет условия работы высокотемпературных фильтров на выходе из него;
- при высоких температурах трудно удалять пары щелочных металлов, образующихся при газификации, но при температурах меньших 550 °С пары конденсируются на загруженных в реактор частицах, удаление которых значительно снижает содержание щелочей в синтез-газе;
- при температурах больше 200 °С тефлоновые прокладки на арматуре нужно заменять на металлические, которые менее герметичны; при температуре свыше 400 °С (до 538 °С) могут быть использованы уплотнения из никелевых сплавов;
- при переходе от холодной газоочистки к горячей теоретическая температура горения синтез-газа в камере сгорания турбины по-

вышается на 60 °С, из-за чего выбросы NO растут до недопустимых значений. Поскольку количество располагаемого азота на снижение температуры в камере уменьшается (часть азота подается на регенерацию сорбента), для понижения концентрации NO проводят каталитическое обезвреживание (*SCR*-процесс) либо разбавляют синтез-газ паром.

Комбинированная горячая газоочистка с улавливанием CO₂

В целях снижения выбросов диоксида углерода в атмосферу разработаны системы *CCS* (*carbon capture and storage*), позволяющие удалять углерод как из топливного газа до его сжигания (технология «*pre-combustion*»), так из продуктов сгорания (технология «*post combustion*»).

В применяемых в настоящее время в ПГУ-ВЦГ схемах *CCS* в варианте «до сжигания» с реактором водяного сдвига и сепарацией H₂/CO₂ традиционными методами химической и физической отмывки происходит двойное охлаждение синтез-газа (ниже 100 °С и 0 °С соответственно), КПД цикла при этом падает ниже 40 % (до 33 %) в зависимости от степени улавливания диоксида углерода [65]. Чтобы избежать потерь, необходимо совместить *CCS* процедуру с описанной выше горячей газоочисткой, не охлаждая при этом синтез-газ ниже температуры следующего шага процесса. Выполнять сдвиговую конверсию CO в CO₂ и сепарацию от H₂ при температурах горячей газоочистки позволяют каталитические мембраны. Две схемы горячей газоочистки, дополненные блоком реакции водяного сдвига и H₂/CO₂ сепарации на каталитических мембранах, показаны на рис. 3.11 [4].

В первой схеме (включает все элементы, кроме обведенных пунктиром) синтез-газ после газогенератора с температурой 1450 °С и давлением 3,0 МПа подается в колонну с керамическими шариками (2), где за счет инерционных сил отделяются капли расплавленной золы (шлака) с $d > 3$ мкм. Затем для удаления капель с $d < 3$ мкм газ пропускают через другую керамическую колонну со слабыми электрическими полями.

Следующим элементом схемы газоочистки является устройство удаления щелочей (3), содержащее сорбент (например, алюмосиликат Al₂O₃/SiO₂ в молярном соотношении 1:8) для удаления щелочных металлов (Na + K) при температуре около 1400 °С до концентрации меньше 0,01 мг/м³.

Использование каталитической мембраны возможно лишь в сочетании с горячей газоочисткой (*HGC*). При этом исключаются потери 8 % КПД цикла, происходящие при обычном способе проведения реакции сдвига и «физической отмывке» диоксида углерода в условиях холодной газоочистки (*GCC*) при низких температурах.

Вместе с тем, при использовании мембраны из синтез-газа должны быть удалены конденсирующиеся при температуре мембраны газы и частицы шлака, так как их сохранение приводит к отложениям на мембране. Неконденсирующиеся газы могут вызывать коррозию или отравление материала мембран. Все металлические материалы в той или иной степени отравляются H_2S , поэтому степень сероочистки зависит от типа катализатора и металла мембран, используемых для реакции сдвига и сепарации H_2 .

Если, например, реакция водяного сдвига проводится на катализаторе на основе сульфида молибдена («кислый» сдвиг), то для стабилизации реакционного процесса требуется определенная концентрация H_2S , которая может не достигаться на тощих по сере углях, и, следовательно, этот катализатор не подойдет. Наоборот, катализатор на основе железа и хрома («сладкий» сдвиг) отравляется H_2S . Связанный серой водород не сепарируется мембраной, что вызывает потери энергии, особенно для богатых серой углей.

Как было показано выше, в интервале температур горячей сероочистки 400–650 °C наилучшей характеристикой обладают сорбенты на основе цинка (ZnFe , ZnTi), которые очищают синтез-газ от H_2S до нескольких ppm или меньше и могут применяться вместе с каталитическими мембранами, работающими в этом же интервале температур. Но если для процессов улавливания CO_2 (реакции сдвига CO в CO_2 и сепарации H_2) требуются более высокие температуры (например, при применении мембран из протонопроводящей керамики), тогда из-за испарения цинка при $t > 650$ °C должны быть использованы более термостойкие сорбенты на основе Са или Си.

На рис. 3.12 [4] показаны рассчитанные равновесные концентрации H_2S над различными сульфидизированными сорбентами при $p = 3$ МПа без добавления воды и с добавлением стехиометрического количества воды, необходимого для проведения после сероочистки реакции водяного сдвига. Вода должна добавляться при высоких температурах и для предотвращения отложений углерода. При этом, как видно из рисунка, вода влияет на степень очистки газа.

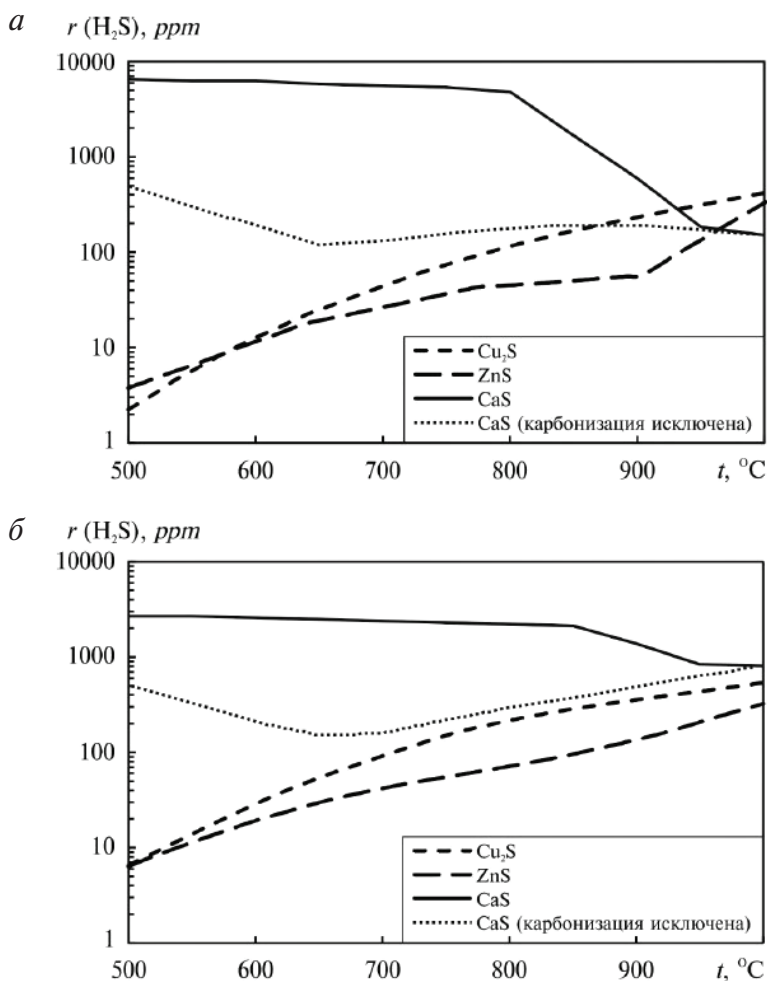


Рис. 3.12. Концентрации H_2S в синтез-газе из угля без воды перед шифт-реактором — а и с добавлением — б стехиометрического количества воды, необходимого для реакции водяного сдвига [4]

Согласно полученным равновесным концентрациям H_2S , мембраны могут быть поделены по допустимой остаточной концентрации H_2S в синтез-газе на диапазоны параметров: 1) в несколько ppm при рабочих температурах 500–600 $^{\circ}C$ и 2) более 100 ppm при рабочих температурах около 800 $^{\circ}C$. Если для материалов мембран указанные концентрации сероводорода недопустимы, тогда требуется еще более глубокая очистка от H_2S .

3.2. Узел горячей очистки синтез-газа из кузнечного угля

Синтез-газ кузнечного угля на выходе из газогенератора с температурой 1100 °С и при давлении 3 МПа имеет следующий равновесный состав примесей: H_2S — 320 ppm, NH_3 —191 ppm, CH_4 —7240 ppm, COS — 18 ppm, HCN — 161 ppm, NO_x — 0,000002 ppm.

Суммарное содержание примесей соединений серы (H_2S и COS) составляет 338 ppm, соединений азота (NH_3 и HCN) — 352 ppm, что превышает допустимые нормы вредных примесей для газовых турбин — 20 ppm и 50 ppm, приведенные в табл. 3.2. Для очистки синтез-газа от указанных примесей в разрабатываемой схеме ПГУ-ВЦГ предусматривается узел горячей газоочистки генераторного газа, состоящий из блока сероочистки и блока удаления соединений азота.

Блок сероочистки (см. рис. 3.13) [55] состоит из двух аппаратов ЦКСД. Газогенераторный синтез-газ с температурой 500–600 °С подается в десульфуризатор ЦКСД с циркулирующим сорбентом ZnO , где происходит удаление серы. На выходе из подъемной шахты аппарата частицы сорбента сепарируются циклоном и транспортируются в регенератор ЦКСД, а синтез-газ из циклона проходит пылеочистку в фильтре и подается в блок очистки от соединений азота. Восстановление сорбента в регенераторе производится подаваемой компрессором смесью воздуха и азота при температуре около 750 °С, которая поддерживается за счет экзотермического эффекта реакции. Регенерированный сорбент отводится на вход десульфуризатора, а регенераторный газ через фильтр поступает на расширение в турбину, которая является приводом компрессора.

В зависимости от используемого типа сорбента в блоке очистки от азотосодержащих примесей NH_3 и HCN температура в реакторе с псевдоожиженным слоем сорбента устанавливается от 500 до 800 °С. Для глубокой конверсии аммиака (> 70 %) в синтез-газе кузнечного угля с небольшими концентрациями в несколько сотен ppm целесообразно использовать катализаторы на основе Ni при температуре ≥ 700 °С [61]. В этом случае необходим подогрев синтез-газа после сероочистки в ЦКСД за счет теплоты реакций реакторов сероочистки.

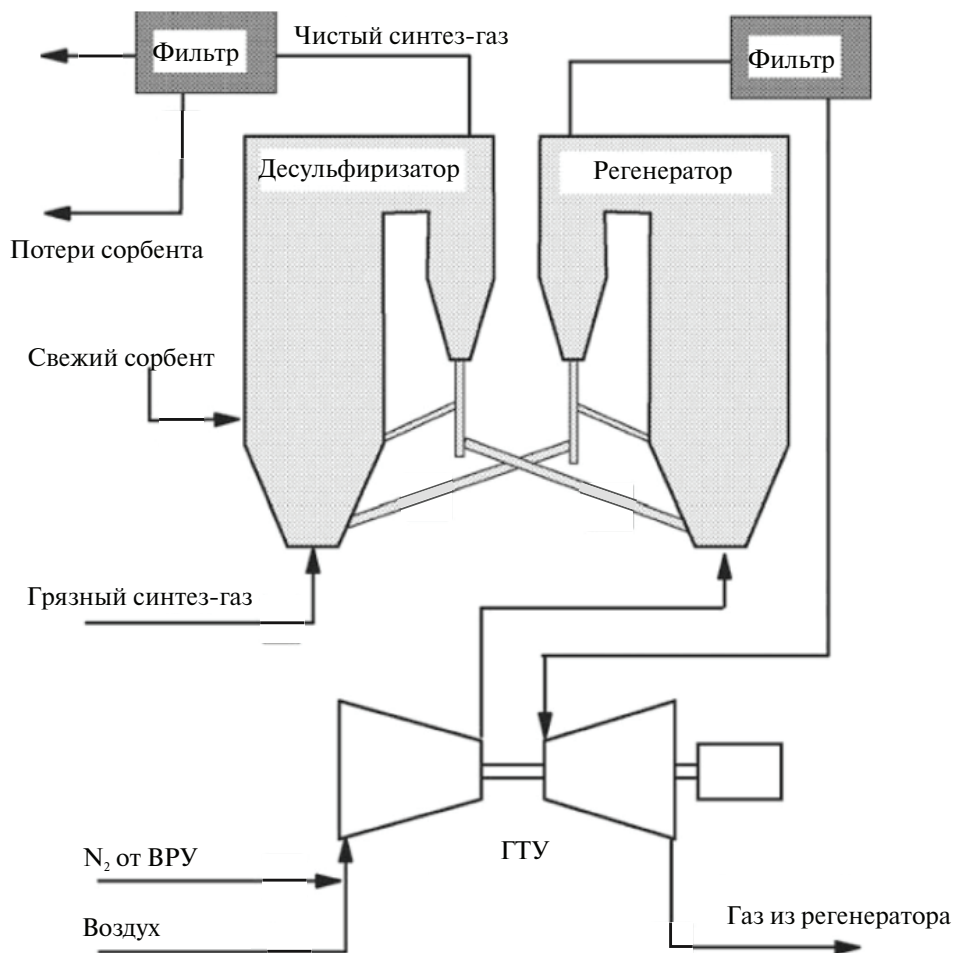


Рис. 3.13. Схема блока горячей сероочистки синтез-газа:

1 — фильтр, 2 — десульфуризатор, 3 — регенератор, 4 — газотурбинная установка

3.3. Моделирование горячей сероочистки синтез-газа¹

Моделирование системы сероочистки заключается в проведении химического, гидродинамического и теплового расчетов реакторных процессов сероочистки. В результате расчетов определяются необхо-

¹ В проведении исследований принимали участие аспирант Каграманов Ю. А. и инженер Осипов П. В.

димый объем сорбента, период работы сорбента, геометрические характеристики установки, состав газа на выходе из установки, количество теплоты, выделяемое в ходе реакции.

Для проведения химического расчета гетерогенных реакций с мелкодисперсным порошком необходимы данные по кинетике поглощения серы сорбентом, определяемые в процессе специальных исследований. Для проведения оценочного расчета реактора с крупным (2–3 мм) сорбентом требуется значение расхода газа, приведенное к массе сорбента.

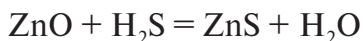
Моделирование гидродинамики многофазных потоков необходимо для определения точного массового расхода сорбента через реакционную зону. В качестве исходных параметров задаются давление и температура газа, его состав на входе в реактор, предварительные геометрические характеристики реактора, а также масса, размер частиц и плотность сорбента.

Моделирование теплообмена позволяет спрогнозировать теплообмен между газом и частицами, определить время, которое требуется для прогрева сорбента газом, текущую температуру в реакционной зоне, рассчитать количество теплоты, выделяемое в ходе реакции.

3.3.1. Определение кинетических и динамических характеристик сорбентов

Методика термогравиметрического анализа

Для определения кинетических характеристик химических реакций сорбентов с сероводородом используется метод термогравиметрического анализа. Исследования проводились на мелкодисперсных сорбентах на основе оксида цинка. В работах [66, 67] показано, что реакция поглощения сероводорода оксидом цинка



является реакцией первого порядка. Общее уравнение кинетики реакции имеет вид:

$$\frac{dX}{d\tau} = k_{c0} \cdot \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) \cdot f(X), \quad (3.1)$$

где $X_i = \frac{m_0 - m_\tau}{m_0}$, $f(X) = (1 - X)^n$.

Динамика применяемых в промышленности крупных (2–3 мм) сорбентов на основе оксида цинка по данным [66, 67] хорошо подчиняется модели сжимающегося ядра (рис. 3.14), для которой $n_1 = 2/3$.

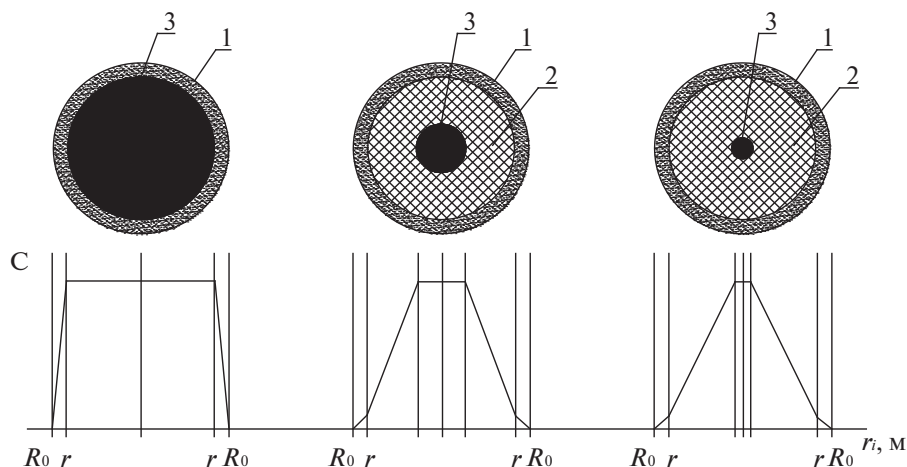


Рис. 3.14. Схема работы модели сжимающегося ядра (Shrinking Core Model):

1 — диффузионный слой газа, 2 — реакционный слой, 3 — не взаимодействующее ядро.
 r — радиус ядра, который уменьшается по мере протекания реакции, м; R_0 — изначальный радиус частицы, м

Для описания кинетики тонкодисперсных порошков окиси цинка, используемых в ТГА установке, более адекватной становится объемная модель с $n_1 = 1$. В этом случае выражение (3.1) записывается в виде:

$$R_\tau = \frac{1}{(1-X)} \frac{dX}{d\tau} = k_{c_0} \cdot \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) = k_c(T). \quad (3.2)$$

Процесс конверсии частицы сорбента на основе оксида цинка представляется одноэтапным, в виде гетерогенной реакции поглощения сероводорода оксидом цинка, в результате которой образуется водяной пар и сульфид цинка. Реакция происходит во всем объеме частицы и продолжается до тех пор, пока весь оксид цинка не преобразуется в сульфид (сопротивление сульфида цинка проникновению сероводорода в зону оксида цинка не учитывается).

Экспериментальные исследования кинетики и динамики реакций проводились на термогравиметрическом анализаторе. На рис. 3.15 представлена принципиальная схема экспериментального стенда ТГА.

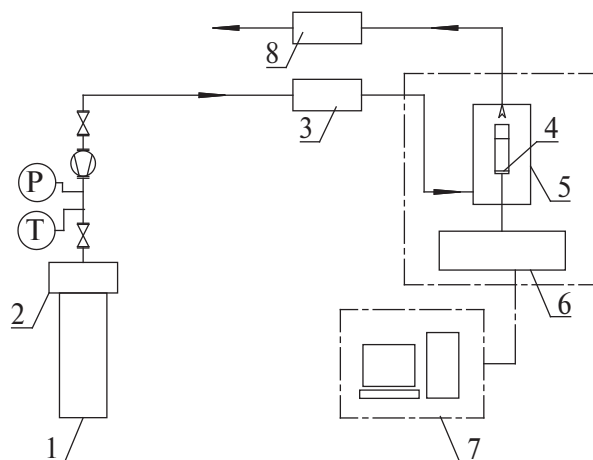


Рис. 3.15. Принципиальная схема экспериментального стенда термогравиметрического анализа:

1 — баллон со смесью аргона и сероводорода, 2 — редуктор, 3 — газоанализатор на входе в реактор, 4 — навеска с образцом, 5 — корпус реактора, 6 — весы, 7 — расчетный блок, 8 — газоанализатор на выходе из реактора

В ходе экспериментов определяли степень конверсии, предэкспоненциальный множитель, энергию активации сорбента.

Исследование кинетических характеристик окиси цинка

На рис. 3.16 представлен образец порошка окиси цинка (ГОСТ 10262–73. Реактивы. Цинка окись. Технические условия), помещенного на тигель в виде плоской тарелки, размещенный на держателе термогравиметрического анализатора перед нагревом в реакторе. Массовая доля окиси цинка (ZnO) не менее 99,5 %.

В качестве газа использовалась смесь с содержанием 1 % сероводорода в аргоне. Нормальный расход газа составлял 0,2–0,3 л/мин. Навеска состояла из частиц окиси цинка с размером 0,05–0,1 мм и начальной массой $17 \pm 0,1$ мг (при комнатной температуре). Исследования проводились при изменении температуры от 250 до 950 °C со скоростью 20 К/мин (см. рис. 3.17).



Рис. 3.16. Тигель с чистой окисью цинка

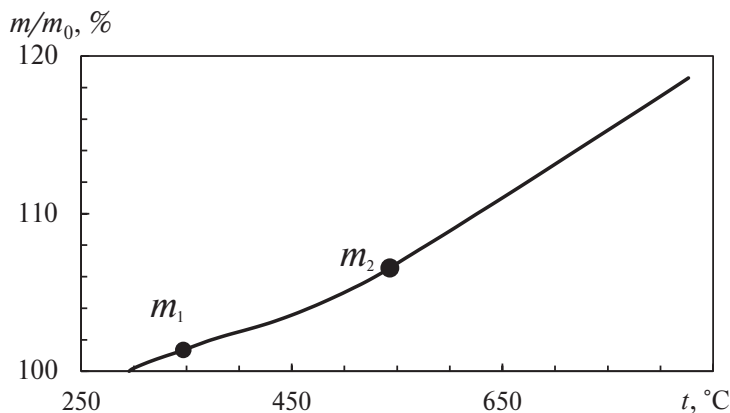


Рис. 3.17. Прирост массы сорбента ZnO в зависимости от температуры

Кинетика тонкодисперсных частиц окиси цинка может быть описана объемной моделью не на всем временном участке, поскольку структура навески и газопроницаемость слоя в процессе ТГА-анализа претерпевают существенные изменения. По нашим наблюдениям частицы оксида цинка при комнатной температуре агрегируют в рыхлые образования с размером около 1 мм. При надавливании эти частицы прочно прилипают к алюминиевой подложке и поверхность с трудом поддается очистке. Извлеченная из ТГА-печи после опыта навеска представляет собой затвердевший на держателе расплав сульфида цинка. Полученная в результате обработки первичных данных зависимость скорости реагирования R_t от степени конверсии имеет восходящий характер (рис. 3.18).

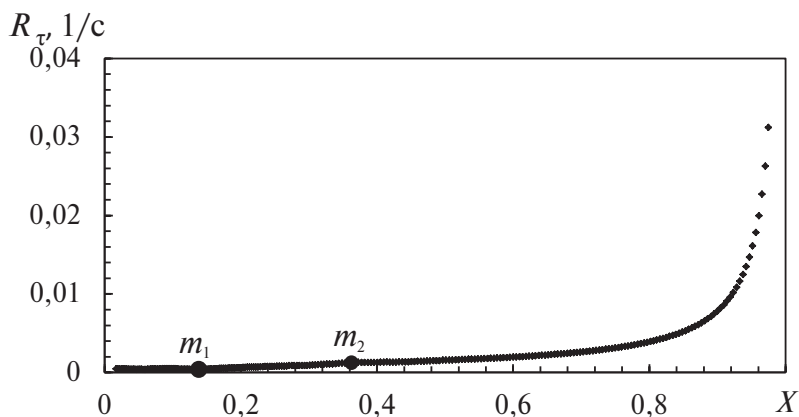


Рис. 3.18. Зависимость скорости реакции сорбента ZnO от степени конверсии

Представление температурной зависимости скорости реакции в аррениусовых координатах (рис. 3.19) позволяет выделить участок (m_1 – m_2), где зависимость R_t соответствует уравнению (3.2), согласно которому конверсия будет протекать по объемному механизму.

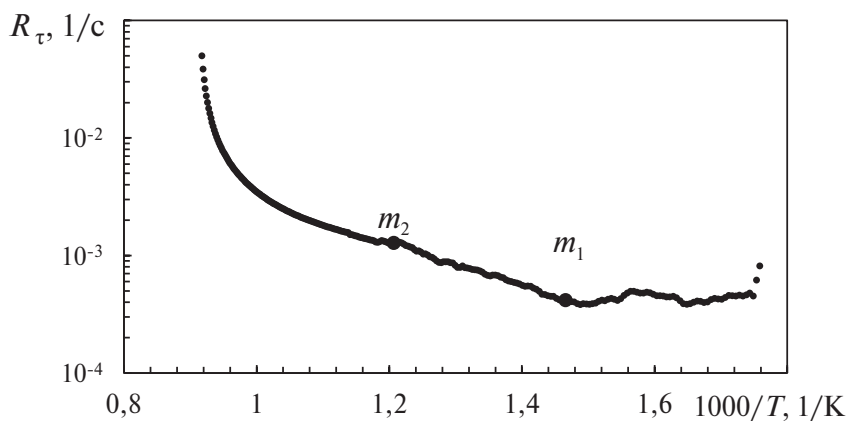


Рис. 3.19. Зависимость скорости реакции сорбента ZnO от обратной температуры

Предэкспоненциальный множитель и энергия активации определяются при линеаризации зависимости константы скорости реакции от температуры (рис. 3.20).

$$\ln k_c(T) = \ln(k_{c_0}) + \left(-\frac{E_a}{R}\right) \frac{1}{T} \quad (3.3)$$

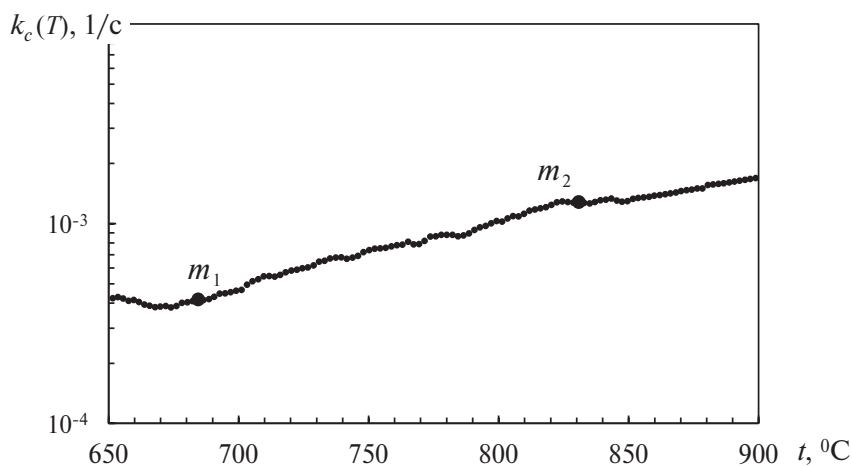


Рис. 3.20. Зависимость константы скорости реакции от температуры

Значения предэкспоненциального множителя и энергии активации приведены в табл. 3.4.

Таблица 3.4

Кинетические константы сорбента ZnO

Средние константы в интервале температур (300–510 °С)		
E_a , кДж/моль	k_{c0} , 1/с	n_1
35,7	0,00023	1

Исследование динамики конверсии промышленного сорбента

В качестве образца был взят промышленный сорбент крупного гранулометрического состава Katalco 32–4 Johnson Matthey плотностью 2900 кг/м³. Химический состав сорбента: 60–90 % чистой окиси цинка, 3–7 % оксида алюминия, 3–7 % оксида кальция. В качестве навески была взята сферическая гранула сорбента диаметром 3 мм массой 92,55 мг. В реактор подавался аргон с содержанием сероводорода 1 % в количестве 0,2 л/мин. Температура в реакторе поднималась с 250 °С до 475 °С в течение 20 минут со скоростью 20 К/мин. Зависимость прироста массы от температуры была линейной на выбранном интервале температур (рис. 3.21).

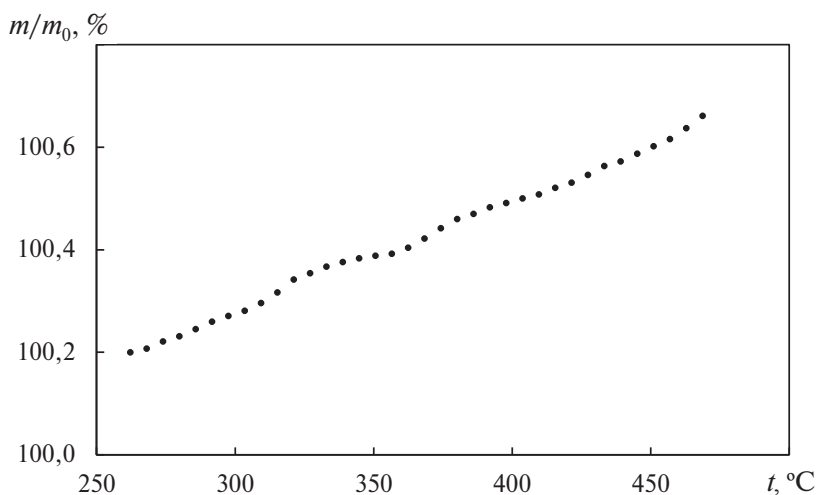


Рис. 3.21. Прирост массы сорбента Katalco 32–4 Johnson Matthey в зависимости от температуры

Зависимость прироста массы от температуры была так же линейной на выбранном интервале температур (см. рис. 3.22).

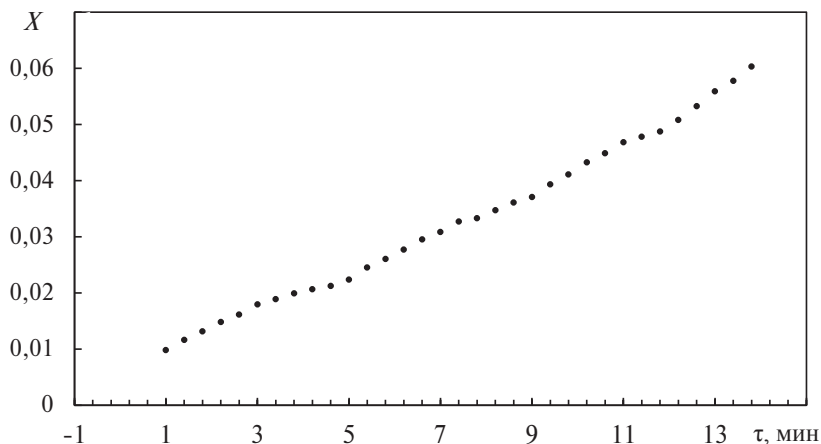


Рис. 3.22. Изменение степени конверсии сорбента Katalco 32–4 Johnson Matthey во времени

Прирост массы составил 0,86 мг за 14 минут. Расход оксида цинка на реакцию с сероводородом, приведенный к массе навески, составляет

$$G_{\text{ZnO}}^p = \frac{m_{14} - m_1}{60(\tau_{14} - \tau_1)m_0} = \frac{0,86 \cdot 10^{-6} \text{ кг ZnO}}{60 \cdot (14 \text{ с}) \cdot 92,55 \cdot 10^{-6}} = 1,11 \cdot 10^{-5} \frac{\text{кг ZnO}}{\text{кг сорбента} \cdot \text{с}}.$$

Расход сероводорода, идущего на реакцию с оксидом цинка, в пересчете на 1 кг сорбента составляет

$$G_{\text{H}_2\text{S}}^p = G_{\text{ZnO}}^p \frac{M_{\text{H}_2\text{S}}}{M_{\text{ZnO}}} = 1,11 \cdot 10^{-5} \frac{34}{81} = 4,72 \cdot 10^{-6} \frac{\text{кг H}_2\text{S}}{\text{кг сорбента} \cdot \text{с}},$$

где M_{ZnO} — молярная масса оксида цинка, кг/моль; M_{ZnS} — молярная масса сульфида цинка, кг/моль.

На рис. 3.23 приведены сопоставления данных по динамике конверсии исследованных авторами сорбентов с данными в [67].

Линиями на рисунке обозначены экспериментальные данные, а точками — расчетные значения, вычисленные по формуле (3.2) с определенными в опыте кинетическими константами.

Расчеты конверсии сорбента на основе оксида цинка марки ZnO_2SC , исследованной в [67], проводились при постоянных температурах 300, 400, 500 и 600 °С. Диаметр частиц в опытах [67] составлял 125 мкм. Масса навески не превышала 500 мг. Расход газа-имитатора равнялся 500 мл/мин с содержанием сероводорода в азоте 500 ppmv. Расчетные точки приведены на графике вблизи кривых (3)–(6).

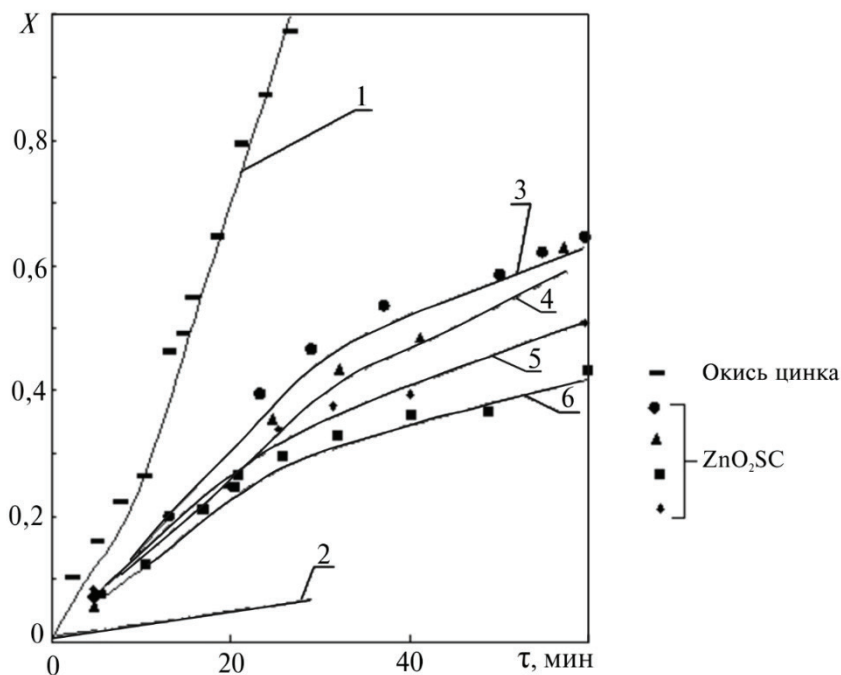


Рис. 3.23. Сводный график динамики конверсии разных сорбентов на основе оксида цинка:

1 — окись цинка в интервале температур 250–950 °С; 2 — промышленный сорбент Katalco в интервале температур 250–475 °С; (3)–(6) — сорбент ZnO_2SC по данным [67] для изотерм 600, 500, 400, 300 °С

Как видно из графика, скорость конверсии промышленного сорбента Katalco почти в 20 раз меньше скорости конверсии порошка оксида цинка и в 2–3 раза меньше скорости конверсии мелких частиц сорбента марки ZnO_2SC .

3.3.2. Моделирование гидродинамики двухфазного потока в реакторе с циркуляционным кипящим слоем

Выбор режима горячей сероочистки

Для проведения химико-термических процессов с дисперсным сорбентом в адсорбере и регенераторе необходимо выбрать гидродинамический режим псевдооживления. Сыпучие материалы по способности к псевдооживлению согласно диаграмме Гелдарта [68] классифицируются на четыре группы (см. рис. 3.24).

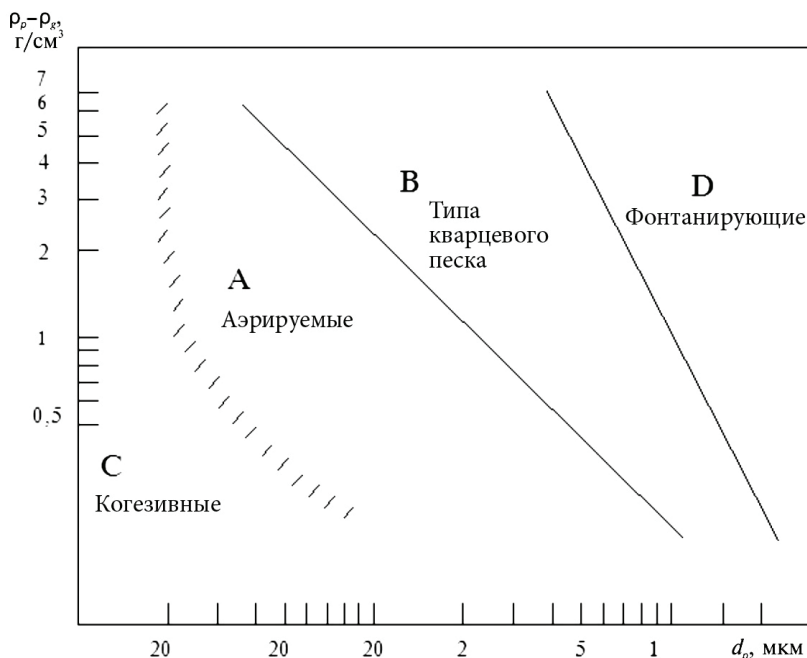


Рис. 3.24. Классификация частиц псевдооживленных материалов по Гелдарту [68]

Группу *С* образуют мелкие частицы (типа летучей золы, угля микропомола, цемента), подверженные агломерации и с трудом поддающиеся газовому псевдооживлению без дополнительных воздействий, например, наложения вибрации [69]. Для исключения агломерации частицы этой группы часто используют в виде водяных суспензий.

Слои частиц группы *А* допускают высокую степень аэрации (увеличения порозности) без образования пузырей. Однородное расширение слоя может продолжаться при увеличении скорости псевдооживления до значений, в 2–2,5 раза превышающих u_{mf} . Такими свойствами обладают многие из видов частиц, используемых в качестве катализаторов, например, при крекинге нефти.

При наложении вибрации им свойственны акустические эффекты типа резонансных колебаний, что позволяет значительно интенсифицировать тепломассобменные процессы в дисперсных средах [69].

В группу *В* входит большинство частиц, находящихся в средних интервалах размеров и плотностей, это частицы типа молотого угля, кварцевого песка и электрокорунда. Частицы данной группы обладают хорошей сыпучестью и при псевдооживлении образуют обычный

пузырьковый слой, в котором при вибрационных воздействиях также возможны акустические эффекты.

К группе *D* относятся крупные или имеющие повышенную плотность частицы типа колотого известняка или мелкодробленого шамота. Псевдооживленные слои из таких частиц склонны к фонтанированию даже при больших высотах слоя, упругоакустические эффекты при дополнительных механических воздействиях не развиваются [69].

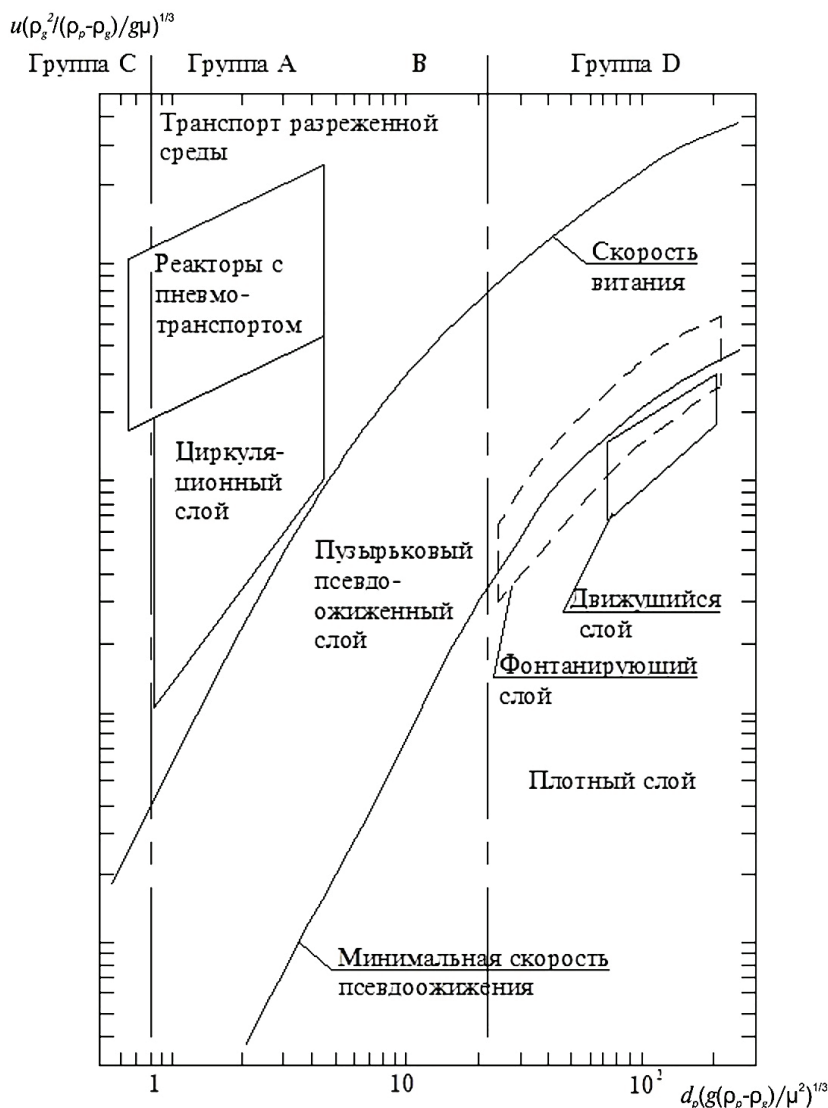


Рис. 3.25. Диаграмма режимов псевдооживления [70]

Плотность сорбентов на основе оксидов цинка находится в интервале 2000–3000 кг/м³, а размер частиц — 0,1–3 мм, поэтому сорбенты попадают в группу *В*. В промышленных условиях количество избыточного сверхкритического расхода газа определяется технологическими требованиями. С увеличением расхода газа псевдоожиженный слой проходит ряд гидродинамических состояний, называемых режимами псевдоожижения, каждому из которых соответствует такое же название слоя и особенности конструкции установки. Соответствие режимов псевдоожижения комбинациям безразмерной скорости псевдоожижения и свойств частиц показано на рис. 3.25.

Каждый из режимов характеризуется определенной порозностью ϵ и интенсивностью взаимодействия твердых частиц с газовой фазой, что существенно влияет на скорость гетерогенных химических реакций. Реакции конверсии сероводорода оксидоцинковыми сорбентами и регенерации протекают при интенсивном омывании твердых частиц газовым потоком, что достигается в форсированном режиме псевдоожижения ЦКС. Как показано на рис. 3.25, такие режимы реализуются в аппаратах с циркуляционным псевдоожиженным слоем при скоростях ожижения, превышающих скорость витания частиц сорбента.

На рис. 3.26 показана схема горячей сероочистки синтез-газа в ПГУ-ВЦГ, состоящая из двух реакторов с циркуляционным кипящим слоем под давлением (ЦКСД) [63]. Первый реактор — адсорбер сероводорода, второй — регенератор сорбента. Адсорбция происходит при температурах 400–600 °С сорбентами на основе оксида цинка. Регенерация осуществляется за счет продувки кислорода либо воздуха.

Выбранная схема сероочистки рассчитана на большие расходы синтез-газа благодаря возможности работы в форсированном режиме.

Выбранная схема сероочистки рассчитана на большие расходы синтез-газа благодаря возможности работы в форсированном режиме.

Расчет системы горячей сероочистки на основе регенерируемых сорбентов заключается в определении следующих параметров: состав газа на выходе из адсорбера, длительность работы сорбента, количество теплоты, выделяемое при работе адсорбера и регенератора, зоны выделения теплоты, количество циклов регенерации сорбента, степень конверсии сорбента, степень конверсии отработанного сорбента.

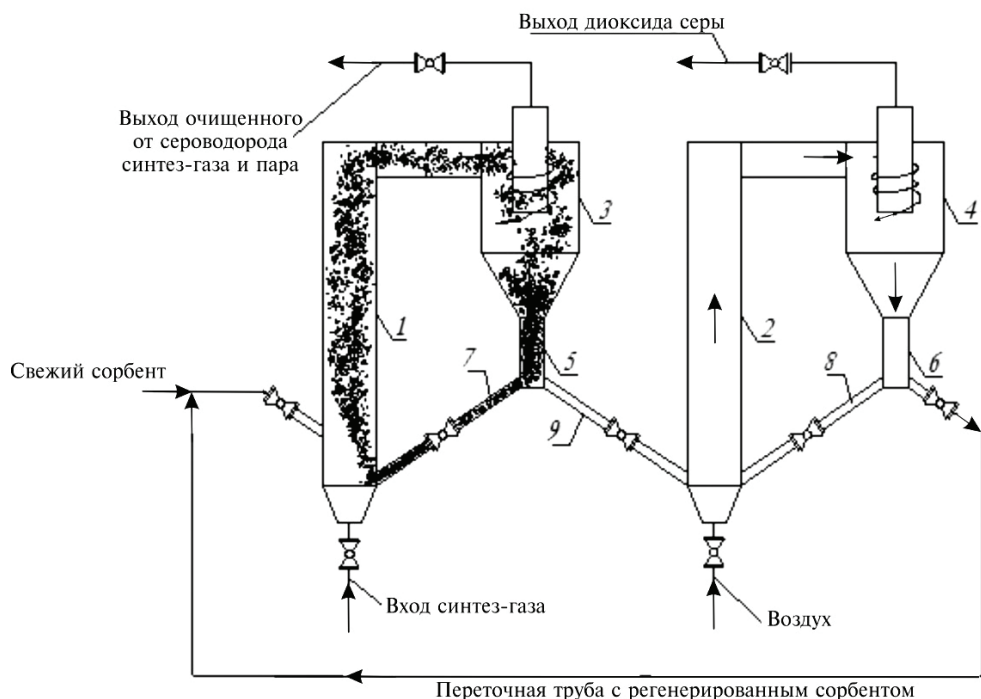


Рис. 3.26. Схема установки сухой глубокой высокотемпературной сероочистки с двумя реакторами с ЦКС:

- 1 — подъемная шахта адсорбера; 2 — подъемная шахта регенератора; 3 — циклон адсорбера; 4 — циклон регенератора; 5 — опускной стояк адсорбера; 6 — опускной стояк регенератора; 7 — перепуск адсорбера; 8 — перепуск регенератора; 9 — переточная труба адсорбера

Расчет нестационарных полей порозности двухфазного потока в реакторе ЦКС

При моделировании использовались частицы со свойствами, аналогичными свойствам частиц дробленого промышленного сорбента марки *Katalco* 32—4 с диаметром частиц 0,5 мм, изображенные на рис. 3.27.

На рис. 3.28 изображена расчетная схема контура. За прототип геометрической модели был взят экспериментальный стенд с ЦКС ОАО ВТИ [71].

Скорость в шахте поддерживается порядка 4 м/с. Расчетный объем загрузки сорбента составляет 2 м³. На рис. 3.29 приведены распределения порозности двухфазного потока, полученные при моделировании реактора ЦКС.

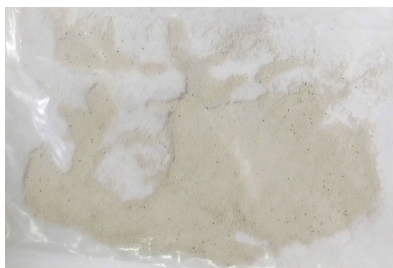


Рис. 3.27. Фотография дробленого сорбента марки *Katalco 32—4*

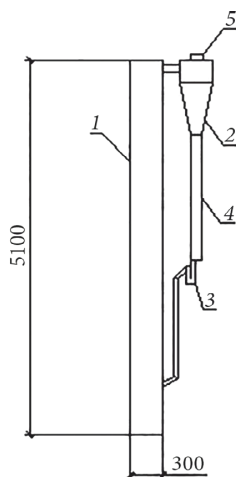


Рис. 3.28. Расчетная схема контура ЦКС:

1 — подъемная шахта, 2 — циклон, 3 — гидрозатвор, 4 — опускной стояк,
5 — патрубок отвода газов

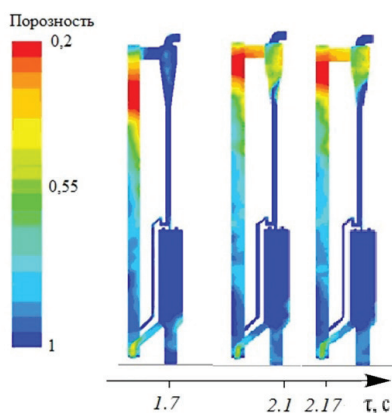


Рис. 3.29. Изменение порозности в объеме реактора ЦКС с течением времени для моментов 1,7 с; 2,1 с; 2,17 с

Задача решалась в нестационарном режиме с использованием многофазной модели Эйлера. Для твердой фазы был выбран закон трения Гидаспова. Теплообмен между фазами проходил по закону Гуна. Кинетические характеристики (предэкспоненциальный множитель и энергия активации) вводились в разделе реакций окна взаимодействия фаз интерфейса *Ansys Fluent*. Описание математической модели и используемых законов приведено в прил. 2.1 и 2.2.

Масса твердой фазы в клетке в момент времени τ_i рассчитывается по выражению

$$m_i = V_c (1 - \varepsilon_i) \rho_{\text{ТВ}}^i. \quad (3.4)$$

Масса твердой фазы в клетке в момент времени τ_{i+1} рассчитывается как:

$$m_{i+1} = V_c (1 - \varepsilon_{i+1}) \rho_{\text{ТВ}}^{i+1}. \quad (3.5)$$

Плотности твердой фазы для моментов времени τ_{i+1} и τ_i могут быть определены через уравнения (3.4) и (3.5) следующим образом. Так как объемная модель предполагает, что объем, занимаемый твердой фазой, постоянен, то

$$x_i = \frac{m_0 - m_i}{m_0} = \frac{\rho_0 - \rho_i}{\rho_0}. \quad (3.6)$$

При $\tau_{i+1} - \tau_i \rightarrow 0$ $dx = x_{i+1} - x_i = \frac{\rho_i - \rho_{i+1}}{\rho_0}$. Таким образом, уравнения (3.4) и (3.5) могут быть преобразованы к виду:

$$\frac{\rho_i - \rho_{i+1}}{\rho_0 (\tau_{i+1} - \tau_i)} = k_{co} \cdot \exp\left(-\frac{E_a}{RT_{i+1}}\right) \cdot \left(1 - \frac{\rho_0 - \rho_{i+1}}{\rho_0}\right)^{n_1} \cdot p^{n_2},$$

откуда

$$\rho_{i+1} = \frac{\rho_i}{k_{co} \cdot \exp\left(-\frac{E_a}{RT_{i+1}}\right) \cdot p^{n_2} (\tau_{i+1} - \tau_i) + 1}. \quad (3.7)$$

Локальные порозности ε_{i+1} и ε_i возможно определить только путем моделирования гидродинамики многофазных потоков.

В пристеночном пространстве в ходе моделирования были зафиксированы отрицательные значения вертикальных проекций скоростей твердой фазы. Скорость газовой фазы принимала нулевое значение у стенок и максимальное значение на оси подъемной шахты реактора.

Расчет конструктивных параметров адсорбера для горячей сероочистки синтез-газа

Целью расчета является определение геометрических характеристик реактора, скоростей в подъемной шахте и в циклоне, определение массы сорбента, необходимой для загрузки реактора, период работы сорбента, количество теплоты, выделяемое в ходе реакций.

Предварительные расчеты парогазовой установки с внутрицикло-вой газификацией твердого топлива, проведенные в пакете *Thermoflow*, определили параметры идущего в систему очистки синтез-газа (табл. 3.5).

Таблица 3.5

Состав синтез-газа

Расход синтез-газа, кг/с	Давление синтез-газа избыточное, МПа	Температура синтез-газа, °С	Объемное содержание компонентов в синтез-газе, %									
			CO	CO ₂	CH ₄	H ₂	H ₂ S	O ₂	H ₂ O	COS	N ₂	Ar
71,7	2,98	350	31,2	0,99	0,35	17,7	0,074	0	1,17	0,0042	47,9	0,55

Исходя из данных табл. 3.5 рассчитана плотность синтез-газа, приведенная в табл. 3.6. В расчетах использовался сорбент марки Katalco 32—4 Johnson Matthey. Результаты расчета реактора приведены в табл. 3.7.

Таблица 3.6

Плотность синтез-газа

Компонент	Плотность компонента, кг/м ³	Молярная масса компонента, г/моль	Приведенная плотность, кг/м ³
CO	16,3	28,0	5,10
CO ₂	25,5	44,0	0,25
CH ₄	9,27	16,0	0,032
H ₂	1,15	2,00	0,21
H ₂ S	19,7	34,0	0,015
O ₂	18,5	32,0	0
H ₂ O	10,4	18,0	0,12
COS	34,8	60,0	0,0014
N ₂	16,3	28,0	7,77
Ar	23,2	40,0	0,13
Плотность смеси, кг/м ³			13,6

Таблица 3.7

Расчет реактора

№ п/п	Наименование	Обозначение	Ед. изм.	Формула/Расчет	Значение
1	Объемный расход синтез-газа	Q	м ³ /с	71,7/13,6	5,36
2	Объемный расход сероводорода	Q_{H_2S}	м ³ /с	$Q \cdot 0,074/100$	0,0039
3	Массовый расход сероводорода	G_{H_2S}	кг/с	$Q_{H_2S} \cdot \rho_{H_2S}$	0,077
4	Приведенный расход сероводорода на 1 кг сорбента	$G_{H_2S}^P$	кг H ₂ S/(с·кг сорбента)	См. п. 3.3.1	$4,72 \cdot 10^{-6}$
5	Масса сорбента	m_c	кг	$G_{H_2S} / G_{H_2S}^P$	16297
6	Минимальная масса оксида цинка	m_{ZnO}^{\min}	кг	$0,6m_c$	9778
7	Максимальная масса оксида цинка	m_{ZnO}^{\max}	кг	$0,9m_c$	14667
8	Расход оксида цинка на реакцию	G_{ZnO}	кг/с	$\frac{M_{ZnO}}{M_{H_2S}} G_{H_2S}$	0,18
9	Минимальное время отработки сорбента	τ_{\min}	ч	$m_{ZnO}^{\min} / (3600 \cdot G_{H_2S})$	14,8
10	Максимальное время отработки сорбента	τ_{\max}	ч	$m_{ZnO}^{\max} / (3600 \cdot G_{H_2S})$	22,2
11	Объем сорбента	V_{JM}	м ³	$m_c \cdot 2900 = 29,7 \cdot 10^3 / 2900$	5,62
12	Диаметр подъемной шахты реактора с ЦКС	D	м		1
13	Предельно допустимая скорость потока твердой фазы в циклоне	$v_{ц}$	м/с	Данные НИИОГАЗ	4
14	Скорость в подъемной шахте	$v_{п}$	м/с		6,7
15	Высота реактора	H	м	$5 \cdot D = 5 \cdot 1$	5
16	Количество циклонов на одну подъемную шахту	$n_{ц}$	шт.		2
17	Расчетная скорость потока твердой фазы в циклоне	$v_{ц}^*$	м/с		3,3

Для вычисления теплового эффекта реакции необходимо воспользоваться следствием из первого закона Гесса:

$$h_r = \sum v_i^{\text{пр}} \Delta H_i^{\text{пр}} - \sum v_i^{\text{исх}} \Delta H_i^{\text{исх}}.$$

Энтальпии образования исходных веществ и продуктов реакции были внесены в табл. 3.8.

Таблица 3.8

Энтальпии образования

Продукты реакции	H ₂ S	ZnO	H ₂ O	ZnS
Значения энтальпии ΔH , кДж/моль	–20,15	–349	–241,84	–201

$$h_r = (-241,84 - 201) - (-20,15 - 349) = -73,69 \text{ кДж/моль}.$$

Знак «минус» говорит о том, что реакция экзотермическая. Для определения количества теплоты, выделяемой при расходе сероводорода на реакцию $G_{\text{H}_2\text{S}} = 0,14 \text{ кг/с}$, произведем вычисления:

$$v_p = \frac{G_{\text{H}_2\text{S}}}{M_{\text{H}_2\text{S}}} = \frac{0,077}{0,034} = 2,3 \text{ моль/с};$$

$$N_p = Q_p v_p = 73,69 \cdot 2,3 = 170 \text{ кДж/с} = 0,17 \text{ МВт}.$$

Таким образом, реактор для высокотемпературной сероочистки помимо удаления из синтез-газа сероводорода вырабатывает порядка 0,17 МВт тепловой мощности, которая может быть использована на собственные нужды производственного участка.

Выводы к главе 3

Получаемый в газогенераторах ПГУ-ВЦГ синтез-газ перед сжиганием должен быть очищен до требуемых концентраций от твердых частиц, нитросодержащих примесей, азота, хлоридов, щелочей, серы, тяжелых металлов и смольных включений.

Технологии газоочистки по температурным интервалам и применяемым методам классифицируются на холодную (CGC), теплую (WGC) и горячую (HGC).

Технологии холодной и теплой газоочистки, использующие в основном традиционные методы мокрой абсорбции, широко применяются, но требуют большого количества аппаратов и сопровождаются необратимыми термодинамическими потерями.

Наибольшее внимание в разработке новых технологий газоочистки уделяется горячей газоочистке вследствие ее высокой термодинамической эффективности, как элемента схемы ПГУ-ВЦГ, и возможности применения высокотехнологичных каталитических и сорбционных процессов с использованием твердокомпозитных материалов.

Ключевыми элементами горячей газоочистки для ПГУ-ВЦГ является очистка синтез-газа от твердых микропримесей и серы как основных загрязнителей, оказывающих агрессивное воздействие на оборудование схемы. Применяемые в этих целях новые высокотемпературные керамические фильтры обеспечивают требуемый уровень пылеочистки и ресурс работы. Исследования процессов и разработка оборудования горячей сероочистки в основном ориентированы на интервал температур 400–650 °С. В качестве сорбентов для очистки угольного синтез-газа применяются гранулированные моно- и полиоксидные регенерируемые сорбенты на основе Zn, Fe, Cu, Mn. Технологически процессы адсорбции и десорбции осуществляются в аппаратах с циркуляционным кипящим слоем под давлением — ЦКСД. Для решения проблем эффективности применения сорбентов необходимы исследования по предотвращению сажеотложений на поверхности сорбентов, повышению реакционной способности, термостойкости, сероемкости, регенерируемости и увеличению числа циклов работы сорбентов.

Разрабатываются технологии комбинированной горячей газоочистки, позволяющие одновременно с сорбционной сероочисткой удалять смольные газы, тяжелые металлы и другие примеси, а также осуществлять улавливание CO₂ (CCS процесс) из синтез-газа перед сжиганием с помощью каталитических мембран.

Термодинамический анализ применения горячей сероочистки для ПГУ-ВЦГ показал увеличение электрического КПД на 2,5 % при незначительном снижении ее мощности. Изменение температуры сероочистки в интервале 400–650 °С не оказывает заметного влияния на параметры цикла.

Основными элементами узла высокотемпературной очистки синтез-газа кузнецкого угля от серо- и азотосодержащих примесей для разрабатываемой ПГУ являются реакторы ЦКСД с дисперсными ка-

тализаторами, позволяющими понизить концентрации соединений серы и азота до требуемых для ГТУ уровней.

В ходе термогравиметрического анализа определены кинетические характеристики чистого оксида цинка (ГОСТ 10262–73) и динамические характеристики сорбента Katalco 32–4 Johnson&Matthey. Моделирование химических процессов позволяет спрогнозировать степень конверсии оксида цинка марки Zn_2OSC на разных изотермах, а также динамические характеристики чистого оксида цинка и сорбента. По полученным данным рассчитаны объем сорбента, достаточный для полной очистки газа от сероводорода; длительность рабочего цикла сорбента; степень конверсии сорбента, а также основные кинетические характеристики реакции поглощения сероводорода оксидом цинка.

Вопросы для самоконтроля

1. Какие вредные примеси содержатся в угольном синтез-газе?
2. Почему нормируется содержание примесей в синтез-газе для ГТУ?
3. Для чего разрабатываются системы горячей газоочистки вместо холодной?
4. Перечислите основные технологические проблемы для осуществления горячей газоочистки.
5. Какие аппараты для высокотемпературной очистки топливного газа от твердых частиц являются наиболее эффективными и почему?
6. В чем заключаются преимущества сухой газоочистки с использованием композиционных сорбентов от соединений азота, хлоридов щелочных металлов?
7. Назовите температурные уровни холодной, среднетемпературной и горячей сероочисток.
8. Перечислите основные требования к свойствам сорбентов, используемых в схемах горячей сероочистки.
9. Какие процессы горячей сероочистки осуществляются в поточных реакторах? В чем преимущества таких реакторов?
10. С какой целью горячая сероочистка комбинируется с конверсией CO в CO_2 ?
11. Какие параметры рассчитываются при моделировании сероочистки?

Список библиографических ссылок

1. Woolcock P. J., Brown R. C. A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas // Biomass and Bioenergy. — 2013. — Vol. 52. — P. 54–84.
2. Newby R. A., Yang W-C., Bannister R. L. Fuel gas cleanup parameters in air-blown IGCC // J Eng Gas Turbines Power. — 2000. — Vol. 122 (2). — P. 247–254.
3. Stiegel G. J., Maxwell R. C. Gasification technologies: the path to clean, affordable energy in the 21st century // Fuel Process. Technol. — 2001. — Vol. 71 (1–3). — P. 79–97.
4. Muller M. Integration of hot gas cleaning at temperatures above the ash melting point in IGCC // Fuel. — 2013. — Vol. 108. — P. 37–41.
5. Korens N., Simbeck D. R., Wilhelm D. J. Process screening analysis of alternative gas treating sulfur removal for gasification // Revised final report. — 2002.
6. Hoffmann A. C., Stein L. E. Gas cyclones and swirl tubes: principles, design, and operation // 2nd ed. Vol. XXVI. — Berlin; New York: Springer, 2008. — 422 p.
7. Examination of the combustion conditions of herbaceous biomass Fuel Process / K. Szemmelveisz, I. Szucs, A. B. Palota's, L. Winkler, E. G. Eddings // Technol. — 2009. — Vol. 90 (6). — P. 839–847.
8. Gustafsson E., Strand M., Sanati M. Physical and Chemical characterization of aerosol particles formed during the thermochemical conversion of wood pellets using a bubbling fluidized bed gasifier // Energy Fuel. — 2007. — Vol. 21 (6). — P. 3660–3667.
9. Atimtay A. T. Cleaner energy production with integrated gasification combined cycle systems and use of metal oxide sorbents for H₂S cleanup from coal gas // Clean Technol. Environ. Pol. — 2001. — Vol. 2 (4). — P. 197–208.
10. Karmakar M. K., Chandra P., Chatterjee P. K. A review on the fuel gas cleaning technologies in gasification process // Journal of Environmental Chemical Engineering. — 2015. — Vol. 3. — P. 689–702.
11. Seville J. P. K. Gas cleaning in demanding applications. — 1st ed. — Vol. XV. — London; New York: Blackie Academic & Professional, 1997. — 308 p.

12. Hasler P., Buehler R., Nussbaumer Th. Biomass for energy and industry // 10th European conference and technology exhibition. — Wurzburg. — Germany, 1998.
13. Lee K., Sohn J., Park Y. Filtration performance characteristics of ceramic candle filter based on inlet structure of high –temperature and high-pressure dust collectors // Journal of industrial engineering chemistry. — 2015. — Vol. 21. — P. 101–110.
14. Cummer K. R., Brown R. C. Ancillary equipment for biomass gasification // Biomass and bioenergy. — 2002. — Vol. 23 (2). — P. 113–128.
15. Salcedo R. L., Pinho M. J. Pilot- and industrial-scale experimental investigation of numerically optimized cyclones // Ind. Eng. Chem. Res. — 2002. — Vol. 42 (1). — P. 145–154.
16. Stairmand C. J. Design and performance of cyclone separator // Trans. Inst. Chem. Eng. — 1951. — V. 29. — P. 356–383.
17. Wheeldon J. M. Hot syngas filtration experience at the power systems development facility // Materials at High Temperatures. — 2007. — Vol. 24 (3). — P. 187–195.
18. Research progress of hot gas filtration, desulphurization and HCl removal in coal-dirived fuel gas: A review/B. Dou, C. Wang, H. Chen, Song, B. Xie, Y. Xu, C. Tan // Chemical engineering research and design. — 2012. — V. 90. — P. 1901–1917.
19. Critical review of syngas cleaning technologies-fundamental limitations and practical problems / S. D. Sharma, M. Dolan, D. Park, D. Mopethl, A. Ilysheskin, K. McLennan // Powder Technology. — 2008. — V. 180 (1–2). — P. 115–121.
20. Hot gas cleanup: new designs for moving bed filters / J. Smid, S. S. Hsiau, C. Y. Peng, H. T. Lee // Filtrat. Separation. — 2005. — Vol. 42 (10). — P. 36–39.
21. El-Hedok I. A., Whitmer L., Brown R. C. The influence of granular flow rate on the performance of a moving bed granular filter // Powder Technology. — 2011. — V. 214 (1). — P. 69–76.
22. Ma L., Baron G. V. Mixed zirconia-alumina supports for Ni / MgO based catalytic filters for biomass furl gas cleaning // Powder Technology. — 2008. — Vol. 180 (1–2). — P. 21–29.
23. In situ catalic ceramic candle filtration for tar reforming and particle abatement in fluidized-bed biomass gasifier / S. Rapagna, K. Galluc-

- ci, M. Di Marcello, P. U. Foscolo, M. Nasken, S. Heidenreich // *Energy Fuel*. — 2009. — V. 23 (7). — P. 3804–3809.
24. Dullien F. Theory and practice of a new class of equipment for separation of particulates from gases: the turbulent flow precipitator // *Revue de l'Institut français du pétrole*. — 1999. — Vol. 54 (5). — P. 565–575.
25. Streamer corona plasma for fuel gas cleaning: comparison of energization techniques / S. A. Nair, R. Yan, A. Safiri, A. J. M. Pemen, K. J. van Heesch, K. J. Ptasinski // *Journal of electrostatic*. — 2005. — V. 64 (12). — P. 1105–1114.
26. Pinto F. Effect of experimental conditions on gas quality and solids produced by sewage sludge cogasification. 1. Sewage sludge mixed with coal // *Energy Fuel*. — 2007. — V. 21 (5). — P. 2737.
27. Bai H., Yen A. C. Removal of CO₂ greenhouse gas by ammonia scrubbing // *Ind. Eng. Res.* — 1997. — V. 36 (6). — P. 2490–2493.
28. Ammonia, cyclohexane, nitrogen and water adsorption capacities of an activated carbon impregnated with increasing amount of ZnCl₂, and designed chemisorb gaseous NH₃ from an air stream / H. Fortier, P. Westreich, S. Seling, C. Zelenietz, J. R. Dahn // *Journal Colloid Interf. Sci.* — 2008. — V. 320 (2). — P. 423–435.
29. Torres W., Pansare S. S., Goodwin J. G. Hot gas removal of tars, ammonia and hydrogen sulfide from biomass gasification gas // *Catal. Rev. Sci. Eng.* — 2007. — V. 49 (4). — P. 407–456.
30. Mojtahedi W., Abbasian J. Catalic decomposition of ammonia in fuel gas at high-temperature and pressure // *Fuel process technology*. — 1995. — V. 74 (11). — P. 1698–1703.
31. Hasegawa T. Gas Turbine Combustion and Ammonia Removal Technology of Gasified Fuels // *Energies*. — 2010. — № 3. — P. 335–449.
32. Davidson R. M. Chlorine and other halogens in coal // *IEA Coal Research*. London. IEAPER. — 1996. — 28 p.
33. Shemwell B., Levendis Y. A., Simons G. A. Laboratory study on the high-temperature capture of HCl gas by dry-injection of calcium-based sorbents // *Chemosphere*. — 2001. — V. 42 (5–7). — P. 785–796.
34. Semiwet scrubbing: design and operational experience of a state-of-the-art unit / T. Spooren, F. Raveel, B. Adams, G. D. Toit, P. Waller // *Environ. Progr.* — 2006. — V. 25 (3). — P. 201–207.
35. Shemwell B., Levendis Y. A., Simons G. A. Laboratory study on the high-temperature capture of HCl gas by dry-injection of calcium-based sorbents // *Chemosphere*. — 2001. — Vol. 42 (5–7). — P. 785–796.

36. Westmoreland P. R., Gibson J. B., Harrison D. P. Comparative kinetics of high-temperature reaction between hydrogen sulfide and selected metal oxides // *Environ. Sci. Technol.* — 1977. — V. 11 (5). — P. 488–491.
37. High-temperature HCl removal with sorbents in fixed-bed reactor/B. Dou, J. Gao, S. W. Baek, X. Sha // *Energy Fuel.* — 2003. — Vol. 17 (4). — P. 874–878.
38. Smeenk J., Brown R. C., Eckels D. Determination of vapor phase alkali content during biomass gasification // *Fourth biomass conference of the Americas*. Oakland. USA. August, 29 — September, 21. — 1999.
39. Dayton D. C., French R. J., Milne T. A. Direct observation of alkali vapor release during biomass combustion and gasification. Application of molecular beam/mass spectrometry to switchgrass combustion // *Energy Fuel.* — 1995. — Vol. 9 (5). — P. 855–865.
40. The fate of inorganic constituents of biomass in fluidized bed gasification / S. Q. Turn, C. M. Kinoshita, D. M. Ishimura, J. Zhou // *Fuel.* — 1998. — Vol. 77 (3). — P. 135–146.
41. Smeenk J., Brown R. C. Evaluation of an integrated Gasification. Fuel cell power plant // *Third biomass conference of the Americas*. Montreal. Canada. August 24–29, 1997.
42. Alkali deactivation of high-dust SCR catalysts used for NO_x reduction exposed to flue gas from 100 MW-scale biofueland peat fired boilers: Influence of flue gas composition / A. Kling, C. Andersson, A. Myringer, D. Eskilsson, S. G. Jaˆras // *Appl. Catal. B. Environ.* — 2007. — Vol. 69 (3–4). — P. 240–251.
43. Release behavior of tar and alkali and alkaline earth metals during biomass steam gasification / J. Hirohata, T. Wakabayashi, K. Tasaka, C. Fushimi, T. Furusawa [et al.] // *Energy Fuel.* — 2008. — V. 22 (6). — P. 4235–4239.
44. Trembly J. P., Gemmen R. S., Bayless D. J. The effect of IGFC warm gas cleanup system condition on the gas-solid partitioning and form trace species in coal syngas and their interactions with SOFC anodes // *Journal Power Sourc.* — 2007. — Vol. 163 (2). — P. 986–996.
45. Punjak W. A., Uberoi M., Shadman F. Control of ash deposition through the high temperature adsorption of alkali vapors on solid sorbents // *Symposium on ash deposition, 19-th Annual meeting of the American Chemical Society*. Dallas, USA, April, 1989.

46. Adsorption of alkali metal vapor from high-temperature coal-derived gas by solid sorbents / B. L. Dou, W. Q. Shen, J. S. Gao, X. Z. Sha // *Fuel process technology*. — 2003. — Vol. 82 (1). — P. 51–60.
47. Alkali removal from hot gas by solid sorbents in pressurized coal combustion / I. Escobar, H. Oleschko, K. J. Wolf, M. Muller // *Powder technology*. — 2008. — Vol. 180. — P. 51–56.
48. Waindich A., Muller M. Alkali removal at 1400 °C under gasification conditions // *Fuel*. — 2014. — Vol. 116. — P. 889–893.
49. Capture of Mercury, Arsenic, and Selenium from Warm Syngas at Elevated Pressures by Palladium Sorbents / K. J. Uffalussy, E. J. Granite, W. H. Pennline, W. H. J. Socha, T. Wu, S. Datta, R. C. Lambrecht, J. M. Wheeldon, H. G. C. Hamilton, S. Poulston, L. Rowsell, W. Chu, A. W. J. Smith // *Pittsburgh, Pennsylvania, USA, 6–9 October, 2014*.
50. Diaz-Somoano M., Lopez-Anton M. A., Martinez-Tarazona M. R. Solid sorbents for trace element removal at high temperatures in coal gasification // Lekkas TD, editor. 9th International conference on environmental science and technology; Sep.; Rhodes Isl. Greece: Univ. Aegean; 2005. P. A283.
51. Vamvuka D., Arvanitidis C. Flue gas desulfurization at high temperatures: a review // *Environ. Eng. Sci.* — 2004. — Vol. 21 (4). — P. 229–268.
52. Исследование системы газификации углей с высокотемпературной очисткой генераторного газа / Г. Г. Ольховский, С. И. Сучков, А. Н. Епихин, И. О. Крылов, А. А. Сомов, М. Н. Гутник, А. А. Абросимов // *Теплоэнергетика*. — 2006. — № 7. — С. 67–73.
53. Обеспечение чистоты газификации твердого топлива при высоких температурах с помощью природных хемсорбентов-катализаторов / А. А. Строков, А. Н. Епихин, В. И. Угначев, К. В. Тимашков // III Международная научно-техническая конференция «Использование твердых топлив для эффективного и экологически чистого производства электроэнергии и тепла». (Москва, 28–29 июня). — 2016.
54. Bakker W. J. W., Kapteijn F. A high capacity manganese-based sorbents for regenerative high temperature desulfurization with direct sulfur production. Conceptual process application to coal gas cleaning // *Chem. Eng. Journal*. — 2003. — Vol. 96. — P. 223–235.
55. Giuffrida A., Romano M. C. On the effects clean-up temperature in IGCCs // *Proceedings of ASME Turbo Expo 2010. Power for Land, Sea and Air CT 2010. June 14–18. Glasgow, UK. 2010*.

56. Preparation of zink ferrite in the presence of carbon material and its application to hot-gas cleaning / N. Ikenaga, M. Ohgaito., H. Matsushima, T. Suzuki // *Fuel*. — 2004. — Vol. 83. — P. 661–669.
57. Focht G. D., Renade P. V. High temperature desulfurization using zinc ferrite: Reduction and sulfidation kinetics // *Chemical Engineering Science*. — 1988. — Vol. 43. — P. 3005–3013.
58. Konttinen J. T., Zevenhoven A. P. Modeling of sulfided zinc titanete regeneration in a fluidized bed reactor. Scale-up of the solid conversion model // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. — 1997. — Vol. 36. — P. 5439–5446.
59. Woods M. C., Gangwal S. K. Reactions between H₂S and zinc oxide-titanium oxide sorbents. Single pellet kinetic studies // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. — 1990. — Vol. 29. — P. 1160–1167.
60. Sanchez-Hervas J. M., Otero J. A study on sulphidation and regeneration of Z-Sorb III sorbent for H₂S removal from simulated EL-COGAS IGCC syngas // *Chem. Eng. Sci.* — 2005. — Vol. 60 (11). — P. 2977–2989.
61. Ohtsuka Y., Tsubouchi N. Recent progress in Japan on hot gas cleanup of hydrogen chloride, hydrogen sulfide and ammonia in coal-derived fuel gas // *Powder technology*. — 2009. — Vol. 190 (3). — P. 340–347.
62. Kobayashi M., Akito H. Performance evaluation of honeycomb shaped dry desulfurization sorbent in the syngas expected for advanced oxy-fuel IGCC generation plant // 8-th International Freiberg Conference on IGCC & XtL Technologies. Freiberg, Germany. June 13, 2016.
63. RTI Warm Syngas Cleanup Technology Demonstration // 8-th International Freiberg Conference on IGCC & XtL Technologies. Freiberg, Germany. June 13, 2016.
64. Giuffrida A., Romano M., Lozza G. Thermodynamic analysis of air-blown gasification for IGCC applications // *Applied Energy*. — 2011. — Vol. 88. — P. 3949–3958.
65. Descamps C., Bouallou C., Kanniche M. Efficiency of an integrated gasification combined cycle (IGCC) power plant including CO₂ removal // *Energy*. — 2008. — Vol. 33. — P. 874–881.
66. Levenshpiel O. Chemical reactions engineering. — New York : John Wiley&Sons, 1999. — 350 p.

67. Desulfurization kinetics of ZnO sorbent loaded on semi-coke support for hot coal gas/M. Zhiwei, X. Zheng, L. Chang, R. He, W. Bao // *Journal of Natural Gas Chemistry*. — 2012. — № 21. — P. 556–562.
68. Geldart D. Types of Gas Fluidization//*Powder Technology*. — 1973. — № 7. — P. 285–292.
69. Вибро- и псевдоожиженные системы / Ю. А. Голдобин, А. П. Лумми, В. М. Пахалуев, А. Ф. Рыжков. — Екатеринбург : УГТУ-УПИ, 2003. — 181 с.
70. Geldart D. Gas fluidization technology. — NewYork : John Wiley & Sons Ltd., 1986. — 486 p.
71. Исследование граничных режимов движения твердых материалов в циркуляционных контурах энергетических установок / Г. А. Рябов, О. М. Фоломеев, Д. А. Санкин, Д. А. Мельников // *Теплоэнергетика*. — 2014. — № 11. — С. 36–45.
72. Numerical simulation of particulate flow by the Eulerien-Lagrangian and Eulerian-Eulerian approach with application to a fluidized bed / M. Chiesa, V. Mathiesen, J. A. Melheim, B. Halvorsen // *Computers&Chemical Engineering*. — 2005. — № 29. — P.2395–2410.
73. Computational Study of the Hydrodynamics of Gas-Solid Fluidized Beds / L. Teaters, F. Battaglia, J. Bayandor, B. Y. Lattimer // *Virginia Polytechnic Institute and State University*. — 2012. — 150 p.
74. Benyahia S., Syamlal M., O'Brian T.J. Extension of Hill-Koch-Ladd drag correlation over all ranges of Reynolds number and solids volume fraction // *Powder Technology*. — 2005. — Vol. 162. — P. 166–174.
75. Gidaspow D. Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory descriptions with applications // *Academic press limited*. — London, UK, 1993. — 474 p.

Приложение 1.

Пример расчета воздушного котла для ПГУ-ВЦГ 500 МВт

Принципиальная схема воздушного котла представлена на рис. П. 1.1. Сжигание твердого топлива 8 осуществляется в топке 1 с радиационными поверхностями нагрева воздуха, расположенными на стенках топки; после топки к продуктам сгорания подмешиваются газы рециркуляции (в камере 2) для получения температуры продуктов сгорания $\sim 1000^\circ\text{C}$ (по условиям полного исключения шлакования), далее следует конвективная часть ВК 3, за которым установлен регенеративный воздухоподогреватель 4. На выходе продукты сгорания проходят систему очистки 10 и сбрасываются в дымовую трубу.

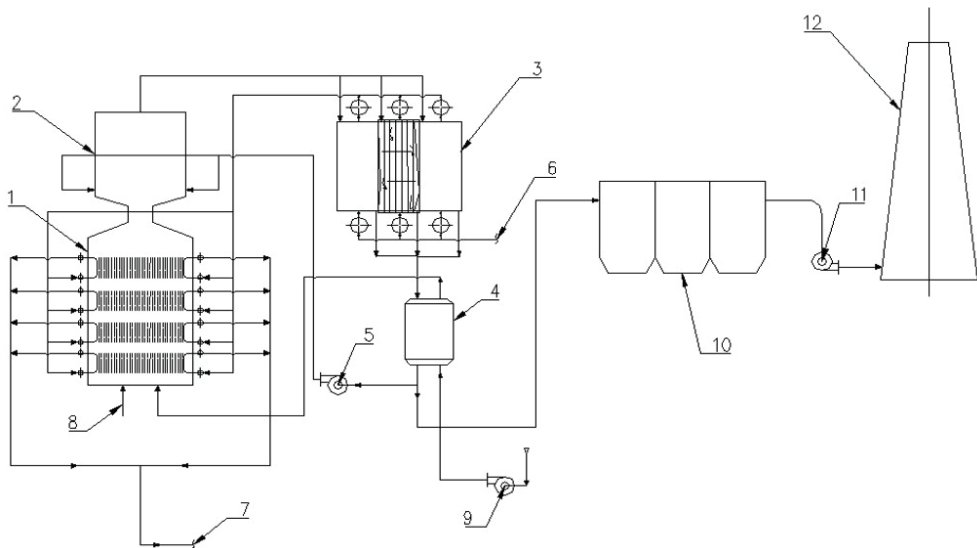


Рис. П. 1.1. Схема конвективной воздушнонагревательной установки:

1 — топка (радиационная часть) ВН; 2 — камера смешения; 3 — конвективная часть ВН; 4 — регенеративный воздухоподогреватель; 5 — дымосос рециркуляции газов; 6, 7 — вход и выход циклового воздуха; 8 — подвод твердого топлива; 9 — дутьевой вентилятор; 10 — система очистки дымовых газов; 11 — дымосос; 12 — дымовая труба

1.1. Коэффициенты избытка воздуха. Объемы и энтальпии продуктов сгорания. Характеристика продуктов сгорания

Компримированный воздух нагревается до 800 °С в воздушном котле, использующим в качестве топлива кузнецкий уголь марки 1 СС. Характеристики угля представлены в табл. П. 1.1.

Таблица П. 1.1

Характеристики кузнецкого угля марки 1 СС

Рассчитываемая величина	Размерность	$V^o = 6,26; V_{RO_2} = 1,15; V^o_{N_2} = 4,96;$ $V^o_{H_2O} = 0,62; A^p = 18,2$		
		Газоходы		
		Топка	Воздухонагреватель	Уходящие газы
Коэффициент избытка воздуха, средний	—	1,4	1,5	1,6
$V_{H_2O} = V^o_{H_2O} + 0,0161 (\alpha - 1) V^o$	м ³ /кг	0,66	0,67	0,68
$V_r = V_{RO_2} + V^o_{N_2O} + V_{H_2O} + (\alpha - 1) V^o$	м ³ /кг	9,27	9,91	10,55
$r_{RO_2} = V_{RO_2} / V_r$	—	0,124	0,116	0,109
$r_{H_2O} = V_{H_2O} / V_r$	—	0,071	0,068	0,065
$r_n = r_{RO_2} + r_{H_2O}$	—	0,195	0,184	0,174
$\mu = 10^{-2} \frac{A^p a_{yn}}{V_r \rho_r^o} (a_{yn} = 0,8; \rho_r^o = 1,3 \text{ кг/м}^3)$	кг зола/ кг газа	0,014	0,013	0,013

Для расчета энтальпий продуктов сгорания в зависимости от температур воспользуемся таблицей XIII теплового расчета котельных агрегатов (нормативный метод) под редакцией Кузнецова (см. табл. П. 1.2) [24, гл. 1]

Таблица П. 1.2

Энтальпии продуктов сгорания

$t, \text{ }^{\circ}\text{C}$	$P_{\text{г}},$ ккал/кг	$P_{\text{в}},$ ккал/кг	$I = P_{\text{г}} + (\alpha - 1)P_{\text{в}}, \text{ ккал/кг}$						$t, \text{ }^{\circ}\text{C}$	$P_{\text{г}},$ ккал/кг	$P_{\text{в}},$ ккал/кг	$I = P_{\text{г}} + (\alpha - 1)P_{\text{в}}, \text{ ккал/кг}$			
			$\alpha = 1,4$		$\alpha = 1,5$		$\alpha = 1,6$					$\alpha = 1,4$		$\alpha = 1,5$	
			I	ΔI	I	ΔI	I	ΔI				I	ΔI	I	ΔI
100	223	198	302		322		342		1300	3359	2863	4504		4791	
200	452	398	611	309	651	329	691	349	1400	3652	3107	4895	391	5201	410
300	687	603	928	317	989	338	1049	358	1500	3941	3352	5282	387	5617	416
400	929	811	1253	325	1335	346	1416	367	1600	4235	3596	5673	391	6033	416
500	1179	1024	1589	336	1691	356	1793	377	1700	4531	3840	6067	394	6451	418
600	1432	1242	1929	340	2053	362	2177	384	1800	4827	4085	6461	394	6870	419
700	1693	1466	2279	350	2426	373	2573	396	1900	5128	4335	6862	401		
800	1962	1691	2638	359	2808	382	2977	404	2000	5427	4586	7261	399		
900	2236	1917	3003	365	3195	387	3386	409	2100	5730	4836				
1000	2514	2149	3374	371	3585	390	3803	417	2200	6034	5087				
1100	2792	2387	3747	373	3986	401	4224	421							
1200	3073	2625	4123	376	4386	400	4648	424							

1.2. Тепловой баланс воздушного котла

Исходные данные для составления теплового баланса котла приведены в табл. П. 1.3.

Таблица П. 1.3

Исходные данные для теплового баланса

Величина	Обозначение	Размерность	Величина
Располагаемое тепло топлива	Q_p^p	ккал/кг	5450
Температура уходящих газов	t_{yx}	°С	145
Энтальпия уходящих газов	I_{yx}	ккал/кг	470,5
Температура дутьевого воздуха	t_{xb}	°С	30
Энтальпия дутьевого воздуха	I_{xb}^0	ккал/кг	59,47
Расход сжатого воздуха	G_b	кг/с	574,5
Давление воздуха на входе	P'_b	МПа	2
Давление воздуха на выходе	P''_b	МПа	1,8
Температура воздуха на входе	t'_b	°С	400
Температура воздуха на выходе	t''_b	°С	800
Энтальпия воздуха при $t = 400^\circ\text{C}$	i_1	ккал/кг	223,89
Энтальпия воздуха при $t = 500^\circ\text{C}$	i_2	ккал/кг	249,92
Энтальпия воздуха при $t = 600^\circ\text{C}$	i_3	ккал/кг	276,34
Энтальпия воздуха при $t = 700^\circ\text{C}$	i_4	ккал/кг	303,32
Энтальпия воздуха при $t = 800^\circ\text{C}$	i_5	ккал/кг	330,71

Коэффициент полезного действия котельного агрегата, %, определяется по формуле:

$$\eta_{ка} = 100 - (q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6), \quad (\text{П. 1.1})$$

где q_2 — потери тепла с уходящими газами; q_3 — потери тепла от химического недожога; q_4 — потери тепла от механического недожога; q_5 — потери тепла от наружного охлаждения; q_6 — потери тепла с очаговыми остатками.

Согласно тепловому расчету котельных агрегатов (нормативному методу) (под редакцией Кузнецова) потери тепла от химического недожога q_3 для данного топлива составляют 0 %, потери от механического недожога q_4 составляют 0,5 %, потери тепла в окружающую среду $q_5 = 0,2$ %. Избыток воздуха в уходящих газах α_{yx} принимается равным 1,6. Тогда потери тепла с уходящими газами, %, составят:

$$q_2 = \frac{(I_{yx} - \alpha_{yx} \cdot I_{xb})}{Q_p^p} \cdot (100 - q_4), \quad (\text{П. 1.2})$$

$$q_2 = \frac{(498,85 - 1,6 \cdot 59,47)}{5450} \cdot (100 - 0,5) = 7,37 \, \%.$$

Формула для расчета потерь с теплом шлака, %, имеет следующий вид:

$$q_6 = \frac{a_{\text{шл}} \cdot (с\vartheta)_{\text{зл}} \cdot A^p}{Q_p^p}, \quad (\text{П. 1.3})$$

где $a_{\text{шл}}$ — массовая доля золы, выпадающей в шлак; $(с\vartheta)_{\text{зл}}$ — энтальпия шлака, ккал/кг; A^p — зольность топлива, %.

$$a_{\text{шл}} = 1 - a_{\text{ун}}, \quad (\text{П. 1.4})$$

где $a_{\text{ун}}$ — массовая доля золы в уносе; определяется по таблице XVIII нормативного метода; $a_{\text{ун}} = 0,2$. По таблице XIV нормативного метода [24 в гл. 1] находится энтальпия шлака $(с\vartheta)_{\text{зл}} = 399$ ккал/кг.

$$q_6 = \frac{(1 - 0,2) \cdot 399 \cdot 18,2}{5450} = 0,266 \, \%.$$

Подставляем известные значения в выражение коэффициента полезного действия:

$$\eta_{\text{ка}} = 100 - (7,37 + 0,5 + 0,2 + 0,266) = 91,66 \, \%.$$

Теплота, необходимая для нагрева воздуха, определяется по формуле:

$$Q_b = G_b \cdot (i_b'' - i_b') = 574,5 \cdot (330,71 - 223,89) = 61368,6 \frac{\text{ккал}}{\text{с}}. \quad (\text{П. 1.5})$$

Расход топлива составит:

$$B_T = \frac{Q_b \cdot 100}{Q_p^p \cdot \eta_{\text{ка}}} = \frac{61368,6 \cdot 100}{5450 \cdot 91,66} = 12,28 \frac{\text{кг}}{\text{с}}. \quad (\text{П. 1.6})$$

Расчетный расход топлива:

$$B_p = B_T \cdot \frac{(1 - q_4)}{100} = 12,28 \cdot \frac{(1 - 0,5)}{100} = 12,12 \frac{\text{кг}}{\text{с}} = 44002,8 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}. \quad (\text{П. 1.7})$$

1.3. Расчет топки

Конструкция воздухонагревателя выбрана радиационно-конвективной. С целью создания более благоприятных температурных условий, в которых находятся поверхности нагрева в топке, принимаем коэффициент избытка воздуха в топке $\alpha = 1,4$. Присосы воздуха в систему пылеприготовления принимаем $\Delta\alpha = 0,04$. В горелки подается воздух с температурой $t_{\text{гв}} = 385^\circ\text{C}$ и энтальпией $i_{\text{гв}} = 778,62$ ккал/кг. Теплота, вносимая в топку горячим воздухом, определяется по формуле:

$$\begin{aligned} Q_{\text{гв}} &= (\alpha_{\text{т}} - \Delta\alpha_{\text{пп}}) \cdot i_{\text{гв}} + \Delta\alpha_{\text{пп}} \cdot i_{\text{хв}} = \\ &= (1,4 - 0,04) \cdot 778,62 + 0,04 \cdot 59,47 = 1061,3 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}}. \end{aligned} \quad (\text{П. 1.8})$$

Полезное тепловыделение в топке:

$$\begin{aligned} Q_{\text{т}} &= Q_{\text{р}} \cdot \frac{100 - q_4 - q_6}{100 - q_4} + Q_{\text{гв}} = \\ &= 5450 \cdot \frac{100 - 0,5 - 0,27}{100 - 0,5} + 1061,3 = 64497 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}}. \end{aligned} \quad (\text{П. 1.9})$$

Находим по I- θ таблице [24 в гл. 1] теоретическую температуру горения топлива в топке: $t_{\text{г}}' = 1809^\circ\text{C}$.

Считаем, что в топке отводится 25 % из всего количества тепла, соответственно на выходе из топки: $I''_{\text{г}} = 5242$ ккал/кг, $t_{\text{г}}'' = 1489^\circ\text{C}$.

Для расчета поверхности нагрева необходимо рассчитать коэффициент теплопередачи k , $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$:

$$k = \frac{\alpha_{\text{в}} \cdot \alpha_{\text{г}}}{\alpha_{\text{в}} + \alpha_{\text{г}}}. \quad (\text{П. 1.10})$$

Чтобы рассчитать коэффициент теплоотдачи от газов к стенке $\alpha_{\text{г}}$, воспользуемся методикой из [24 в гл. 1] [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)], считая, что в топке коэффициент теплопередачи равен коэффициенту теплоотдачи со стороны газов.

Габариты топки на данном этапе были приняты как габариты парового котла для получения аналогичных тепловых напряжений: $a = 10$ м, $b = 10$ м, $h = 20$ м.

Относительное расположение максимума температур составляет:

$$x_{\text{т}} = h_{\text{т}} / H_{\text{т}} = 5 / 20 = 0,25. \quad (\text{П. 1.11})$$

Коэффициент M равен:

$$M = 0,56 - 0,5 \cdot x_r = 0,56 - 0,5 \cdot 0,25 = 0,435. \quad (\text{П. 1.12})$$

Средняя суммарная теплоемкость газов составит:

$$VC_{\text{гр}} = \frac{Q_r - I_r''}{t_r' - t_r''} = \frac{6496,71 - 5241,52}{1808,9 - 1489} = 3,919 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}. \quad (\text{П. 1.13})$$

Эффективная толщина излучающего слоя в топке котла равна:

$$s = 3,6 \cdot \frac{V_r}{H_r} = 3,6 \cdot \frac{10 \cdot 10 \cdot 20}{4 \cdot 10 \cdot 20} = 9 \text{ м}. \quad (\text{П. 1.14})$$

Произведение $p \cdot r_{\text{п}} \cdot s$ составляет:

$$p \cdot r_{\text{п}} \cdot s = 1,03 \cdot 0,195 \cdot 9 = 1,808 \frac{\text{М} \cdot \text{КГС}}{\text{см}^2}. \quad (\text{П. 1.15})$$

Коэффициенты ослабления лучей равны:

- трехатомными газами $k_r = 0,27$ (По номограмме 3 [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]);
- золовыми частицами $k_z = 6$ (По номограмме 4 [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]);
- частицами кокса $k_k = 1$ (По п. 6.08 [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]).

Безразмерные параметры составляют:

- параметр $\chi_1 = 0,5$ (По п. 6.08 [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]);
- параметр $\chi_2 = 0,1$ (По п. 6.08 [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]).

Безразмерную концентрацию золы в дымовых газах найдем по формуле (4.11) [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]:

$$\mu_{\text{зл}} = 0,0141.$$

Произведение kps равно:

$$\begin{aligned} kps &= (k_r r_{\text{п}} + k_{\text{зл}} \mu_{\text{зл}} + k_k \chi_1 \chi_2) ps = \\ &= (0,27 \cdot 0,195 + 6 \cdot 0,014 + 1 \cdot 0,5 \cdot 0,1) = 1,75. \end{aligned} \quad (\text{П. 1.16})$$

Степень черноты факела составляет:

$$a_{\text{ф}} = 1 - e^{-kps} = 1 - e^{-1,75} = 0,826. \quad (\text{П. 1.17})$$

Коэффициент тепловой эффективности экранов равен: $\psi_{\text{экp}} = 0,45$ (По п. 6.20 [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]).

Коэффициент b составляет: $b = 1$ (По п. 6.20 [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]).

Средний коэффициент тепловой эффективности составляет:

$$\psi_{\text{cp}} = \frac{\sum \psi_i \cdot H_i}{\sum H_{\text{ст}}} = \frac{0,45 \cdot 800}{800} = 0,45. \quad (\text{П. 1.18})$$

Степень черноты топочной камеры $a_{\text{т}} = 0,94$ (Находим по номограмме 6 [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]).

Температуру газов на выходе из топки находим из известного соотношения [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]:

$$t_{\text{г}}'' = \frac{T_a}{M \left(\frac{4,9 \cdot 10^{-8} \cdot \psi_{\text{cp}} \cdot H_{\text{ст}} \cdot a_{\text{т}} \cdot T_a^3}{\phi \cdot B_{\text{p}} \cdot VC_{\text{cp}}} \right)^{0,6} + 1} - 273. \quad (\text{П. 1.19})$$

Подставляя значения параметров в выражение (П. 1.19), имеем:

$$t_{\text{г}}'' = \left(\frac{2081,9}{0,435 \cdot \left(\frac{4,9 \cdot 10^{-8} \cdot 0,45 \cdot 800 \cdot 0,94 \cdot 2081,9^3}{0,997 \cdot 42002,8 \cdot 3,917} \right)^{0,6} + 1} \right) - 273 = 1214 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

При этом поправка на потерю охлаждением ϕ составляет:

$$\phi = \frac{1 - q_5}{\eta_{\text{ка}} - q_5} = \frac{1 - 0,2}{91,66 - 0,2} = 0,997. \quad (\text{П. 1.20})$$

Энтальпию газов на выходе из топки $I''_{\text{г}}$ найдем по I- θ таблице [24 в гл. 1]:

$$I''_{\text{г}} = 4176,34 \text{ ккал/кг}.$$

Количество теплоты, воспринятой в топке, равно:

$$Q_{\text{г}} = \phi \cdot (I'_{\text{г}} - I''_{\text{г}}) = 0,997 \cdot (6496 - 4176,34) = 2315,31 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}}. \quad (\text{П. 1.21})$$

Температурный напор находим из уравнения:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_{\text{м}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_6}{\Delta t_{\text{м}}}}, \quad (\text{П. 1.22})$$

$$\Delta t = \frac{(1808,9 - 700) - (1489 - 800)}{2,3 \cdot \lg \frac{(1808,9 - 700)}{(1489 - 800)}} = 882,14 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

По уравнению теплопередачи находим коэффициент теплопередачи, равный коэффициенту теплопередачи от газов к стенке:

$$k = \alpha_r = \frac{Q_r \cdot B_p}{\Delta t \cdot H} = \frac{2315,31 \cdot 44002,8}{882,14 \cdot 800} = 144,36 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}, \quad (\text{П. 1.23})$$

$$\alpha_r = 144,36 \cdot 1,163 = 167,89 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Коэффициент теплоотдачи от стенок к воздуху рассчитываем по данным из раздела 4.1 [24 в гл. 1] при оптимально выбранной скорости.

Определяется число Рейнольдса по формуле:

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d}{\nu} = \frac{27 \cdot 0,06}{6,84 \cdot 10^{-6}} = 237015.$$

Определив значение числа Рейнольдса, находим число Нуссельта:

$$\text{Nu} = 0,021 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,38} = 0,021 \cdot 237015^{0,8} \cdot 0,719^{0,38} = 369,49.$$

Используя полученное значение, вычисляем коэффициент теплоотдачи от стенки к цикловому воздуху:

$$\alpha_b = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{d} = \frac{369,49 \cdot 0,054}{0,06} = 332,54 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

После чего находим площадь лучевоспринимающей поверхности топки:

$$F_{\text{л}} = Q \cdot \left(\frac{1}{\alpha_r} + \frac{1}{\pi \cdot \alpha_b} \right) =$$

$$= (330,71 - 303,32) \cdot 574,5 \cdot 4,19 \cdot 1000 \cdot \left(\frac{1}{167,89} + \frac{1}{\pi \cdot 332,54} \right) = 516,75, \text{ м}^2.$$

Площадь поверхности стенок при габаритах топки 10×10×20 равна 800 м², площадь лучевоспринимающей поверхности меньше поверхности стенок в 800/541,18 = 1,55 раза, что в дальнейшем приведет к увеличению шага между трубками для равномерного распределения температурных напряжений.

1.4. Расчет камеры смешения

После топки газы поступают в камеру смешения, куда подается часть уходящих газов, т. е. осуществляется рециркуляция. После смешения температура продуктов сгорания уменьшается до приемлемой по условиям работы металла конвективных теплообменников уровня. Газы на рециркуляцию отбираются перед подогревателем дутьевого воздуха.

Зададимся температурой на выходе из камеры смешения $t_{\text{кв}}'' = 1000^\circ\text{C}$. Исходные данные для расчета представлены в табл. П. 1.4.

Таблица П. 1.4

Исходные данные для расчета камеры смешения

Величина	Обозначение	Размерность	Значение
Температура газов на входе в камеру смешения	$T_{\text{г}}'$	$^\circ\text{C}$	1489
Энтальпия газов на входе в камеру смешения	$I_{\text{г}}'$	ккал/кг	5241
Температура газов рециркуляции	$T_{\text{рец}}'$	$^\circ\text{C}$	450
Энтальпия газов рециркуляции	$I_{\text{рец}}'$	ккал/кг	1513
Температура газов после смешения	$T_{\text{см}}''$	$^\circ\text{C}$	1000

Температура газов после смешения определяется выражением:

$$r = \frac{(Vc)_{\text{г}} \cdot T_{\text{г}}' - (Vc)_{\text{см}} \cdot T_{\text{см}}''}{(Vc)_{\text{см}} \cdot T_{\text{см}}'' - (Vc)_{\text{рец}} \cdot T_{\text{рец}}'}, \quad (\text{П. 1.24})$$

где $(Vc)_{\text{см}}$ — суммарная теплоемкость продуктов сгорания 1 кг топлива после смешения, ккал/кг $\cdot^\circ\text{C}$,

$$(Vc)_{\text{г}} = r_{\text{CO}_2} \cdot c_{\text{CO}_2} + r_{\text{N}_2} \cdot c_{\text{N}_2} + r_{\text{H}_2\text{O}} \cdot c_{\text{H}_2\text{O}} + r_{\text{в}} \cdot (1 - \alpha) \cdot c_{\text{в}} =$$

$$= 0,124 \cdot 2,335 + 0,071 \cdot 1,444 + \left(\frac{4,96}{9,27} \right) \cdot 1,851 +$$

$$+ (1,4 - 1) \cdot \left(\frac{6,26}{9,27} \right) \cdot 1,492 = 1,567 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}.$$

$$(Vc)_{\text{рец}} = r_{\text{CO}_2} \cdot c_{\text{CO}_2} + r_{\text{N}_2} \cdot c_{\text{N}_2} + r_{\text{H}_2\text{O}} \cdot c_{\text{H}_2\text{O}} + r_{\text{в}} \cdot (1 - \alpha) \cdot c_{\text{в}} =$$

$$= 0,124 \cdot 1,741 + 0,071 \cdot 1,514 + \left(\frac{4,96}{9,27} \right) \cdot 1,3 +$$

$$+ (1,5 - 1) \cdot \left(\frac{6,26}{9,27} \right) \cdot 1,326 = 1,42 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}.$$

$$\begin{aligned}
 (Vc)_{\text{см}} &= r_{\text{CO}_2} \cdot c_{\text{CO}_2} + r_{\text{N}_2} \cdot c_{\text{N}_2} + r_{\text{H}_2\text{O}} \cdot c_{\text{H}_2\text{O}} + r_{\text{B}} \cdot (1 - \alpha) \cdot c_{\text{B}} = \\
 &= 0,116 \cdot 2,205 + 0,068 \cdot 1,7242 + \left(\frac{4,96}{9,91} \right) \cdot 1,393 + \\
 &+ (1,5 - 1) \cdot \left(\frac{6,26}{9,91} \right) \cdot 1,438 = 1,523 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}.
 \end{aligned}$$

Подставляя полученные значения в выражение (П. 1.24), находим необходимую степень рециркуляции:

$$r = \frac{1,597 \cdot 1489 - 1,523 \cdot 1000}{1,523 \cdot 1000 - 1,42 \cdot 450} = 0,97.$$

Объем газов после рециркуляции составит:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{см}} &= V_{\text{г}} + r \cdot V_{\text{рец}}; & (\text{П. 1.25}) \\
 V_{\text{г}} &= V_{\text{RO}_2} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + (\alpha_{\text{г}} - 1) \cdot V^0 = \\
 &= 1,15 + 4,96 + 0,62 + (1,4 - 1) \cdot 6,26 = 9,27 \text{ м}^3 / \text{кг}. \\
 V_{\text{рец}} &= V_{\text{RO}_2} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + (\alpha_{\text{рец}} - 1) \cdot V^0 = \\
 &= 1,15 + 4,96 + 0,62 + (1,5 - 1) \cdot 6,26 = 9,91 \text{ м}^3 / \text{кг}. \\
 V_{\text{см}} &= 9,27 + 1,56 \cdot 9,91 = 24,73 \text{ м}^3 / \text{кг}.
 \end{aligned}$$

Энтальпия дымовых газов после смешения, $\frac{\text{ккал}}{\text{кг}}$:

$$\begin{aligned}
 I_{\text{см}} &= I_{\text{г}} + r \cdot I_{\text{рец}}. & (\text{П. 1.26}) \\
 I_{\text{см}} &= 5241,52 + 0,97 \cdot 1513 = 6709 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}}.
 \end{aligned}$$

Так как учитывать поправку на рециркуляцию необходимо на всех участках конвективного нагревателя до подогревателя дутьевого воздуха, то строится новая колонка в I-й таблице, по которой далее будет определяться температура продуктов сгорания после теплообмена (см. табл. П. 1.5).

Таблица П.1.5

Таблица энтальпий продуктов сгорания с учетом рециркуляции

$T, ^\circ\text{C}$	Доля рециркуляции	Энтальпия газов после смешения
1000	0,97	6709
900	0,97	6031
800	0,97	5353
700	0,97	4675
600	0,97	3997
500	0,97	3319
450	0,97	2976

1.5. Тепловой расчет участков конвективного подогревателя

Ключевой задачей теплового расчета участков является определение необходимых площадей поверхности нагрева. Основным уравнением для расчета секций воздухонагревателя является уравнение теплопередачи от дымов газов к цикловому воздуху, кВт:

$$Q_B = k \cdot F \cdot \tau_{\text{ср}}. \quad (\text{П. 1.27})$$

Выразив из этого уравнения F , м, получим формулу для нахождения площади поверхности нагрева:

$$F = \frac{Q_B}{k \cdot \tau_{\text{ср}}}, \quad (\text{П. 1.28})$$

где F — площадь поверхности нагрева конвективного теплообменника, м^2 ; Q_B — количество теплоты, затраченной на нагрев воздуха на участке конвективного нагревателя, кВт; k — коэффициент теплопередачи от газов к воздуху, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$; $\tau_{\text{ср}}$ — средняя логарифмическая разность температур газов и воздуха, $^\circ\text{C}$.

Теплота, затраченная на нагрев циклового воздуха, кВт, приводится на 1 кг топлива:

$$Q_B = \frac{G_B}{B_p} \cdot (i''_B - i'_B). \quad (\text{П. 1.29})$$

Средняя логарифмическая разность температур, $^\circ\text{C}$, определяется по разности температур сред на входе в подогреватель и выходе из него:

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{\tau_{\text{нач}} - \tau_{\text{кон}}}{\ln \frac{\tau_{\text{нач}}}{\tau_{\text{кон}}}}. \quad (\text{П. 1.30})$$

Наиболее трудоемким в расчете рекуператора является определение коэффициента теплопередачи k . В общем виде коэффициент теплопередачи, $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$, вычисляется по формуле:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{в}}} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_{\text{г}}}}, \quad (\text{П. 1.31})$$

где $\alpha_{\text{г}}$ — коэффициент теплоотдачи от дымовых газов к стенке воздухоподогревателя, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$; $\alpha_{\text{в}}$ — коэффициент теплоотдачи от стенки к воздуху, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$; λ — коэффициент теплопроводности стенки, $\text{Вт}/\text{м} \cdot \text{К}$; δ — толщина стенки труб, м.

При расчете металлических высокотемпературных воздухоподогревателей отношением δ/λ как величиной очень малой обычно пренебрегают. Таким образом, формула для определения коэффициента теплопередачи упрощается, $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$, и принимает следующий вид:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{г}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{в}}}} = \frac{\alpha_{\text{г}} \cdot \alpha_{\text{в}}}{\alpha_{\text{г}} + \alpha_{\text{в}}}. \quad (\text{П. 1.32})$$

Скорости воздуха принимаются согласно оптимальным скоростям из аэродинамического расчета. Продольный и поперечный шаги между трубками нагревателя $s_1 = s_2 = 2d$, расположение трубок шахматное. Коэффициенты теплоотдачи от воздуха к стенкам трубок вычислены ранее в аэродинамическом расчете для каждого участка воздушнонагревателя. Скорость дымовых газов задана $w_{\text{г}} = 8 \text{ м/с}$ по условиям допустимого эрозионного износа трубок.

Конвективная часть ВН состоит из трех секций В, Б, А, расположенных последовательно по ходу продуктов сгорания.

1.5.1. Тепловой расчет секции В нагревателя

Исходные данные для расчета представлены в табл. П. 1.6.

Таблица П. 1.6

Исходные данные для расчета участка В нагревателя

Обозначение	Наименование	Единицы измерения	Численное значение
$t'_{\text{в}}$	Температура воздуха на входе	$^\circ\text{C}$	600
$I'_{\text{в}}$	Энтальпия воздуха на входе	ккал/кг	276

Окончание табл. П. 1.6

Обозначение	Наименование	Единицы измерения	Численное значение
$t''_в$	Температура воздуха на выходе	°С	700
$I''_в$	Энтальпия воздуха на выходе	ккал/кг	303
G	Расход воздуха	кг/с	574
$\omega_в$	Скорость воздуха	м/с	3
p	Давление воздуха	атм	20
$t'_г$	Температура газов на входе	°С	1000
$I'_г$	Энтальпия газов на входе	ккал/кг	6709

Определяем количество теплоты, получаемое воздухом:

$$Q_в = \frac{G_в}{B_p} \cdot (i''_в - i'_в) = \frac{574,5}{12,22} \cdot (303,32 - 276,34) = 1268,33 \text{ ккал/с.}$$

Энтальпия газов на выходе из участка теплообменника:

$$I''_г = I'_г - Q_в = 6709 - 1268,33 = 5441 \text{ ккал/кг.}$$

Температуру газов на выходе находим по I-T таблице [24 в гл. 1]:
 $T_г = 813 \text{ °С.}$

Выбираем схему противотока для облегчения условий работы металла поверхности нагрева:

Начальная разность температур

$$\tau_{нач} = t'_г - t''_в = 1000 - 700 = 300 \text{ °С.}$$

Конечная разность температур

$$\tau_{кон} = t''_г - t'_в = 813 - 600 = 213 \text{ °С.}$$

Средняя логарифмическая разность температур:

$$\tau_{ср} = \frac{\tau_{нач} - \tau_{кон}}{\ln \frac{\tau_{нач}}{\tau_{кон}}} = \frac{300 - 213}{\ln \frac{300}{213}} = 254 \text{ °С.}$$

Коэффициент теплоотдачи от циклового воздуха к стенке трубки воздухоподогревателя берется из аэродинамического расчета данного участка котла:

$$\alpha_в = 114,918 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

Определяем коэффициент теплоотдачи излучением со стороны продуктов сгорания.

Эффективная толщина излучающего слоя

$$S_{\text{эф}} = 0,9 \cdot d_{\text{внеш}} \cdot \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{s_1 \cdot s_2}{d_{\text{внеш}}^2} - 1 \right) =$$

$$= 0,9 \cdot 0,0112 \cdot \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{2 \cdot 0,0112 \cdot 2 \cdot 0,0112}{0,0112^2} - 1 \right) = 0,04 \text{ м.}$$

В нем содержится 12 % CO_2 и 7 % H_2O .

Произведение $p \cdot S$ для CO_2 :

$$p_{\text{CO}_2} \cdot S_{\text{эф}} = (12/100) \cdot 0,04 = 0,005 \text{ ат} \cdot \text{м.}$$

Для водяных паров

$$p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot S_{\text{эф}} = (7/100) \cdot 0,04 = 0,029 \text{ ат} \cdot \text{м.}$$

Средняя температура газов

$$t_{\text{г ср}} = (1000 + 813)/2 = 906 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Степень черноты излучения CO_2 :

$$\varepsilon_{\text{CO}_2} = 0,033.$$

Условная степень черноты излучения водяных паров без поправки на их парциальное давление

$$\varepsilon'_{\text{H}_2\text{O}} = 0,016.$$

Поправочный множитель для получения степени черноты водяных паров

$$\beta = 1,05.$$

Степень черноты дымовых газов

$$\varepsilon_{\text{г}} = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \varepsilon'_{\text{H}_2\text{O}} = 0,033 + 1,05 \cdot 0,016 = 0,0498.$$

Среднюю температуру стенки принимаем равной $778,23 \text{ }^\circ\text{C}$

По номограмме находим коэффициент M , являющийся в основной функции четвертых степеней абсолютных температур дымовых газов и стенки $M = 250$.

Коэффициент теплоотдачи излучением:

$$\alpha_{\text{т}}^{\text{изл}} = 1,163 \cdot M \cdot \varepsilon_{\text{т}} = 1,163 \cdot 250 \cdot 0,05 = 14,48 \text{ Вт/м}^2 \cdot ^\circ\text{С}.$$

Определяем коэффициент теплоотдачи конвекцией при поперечном омывании газами гладкотрубного пучка:

$$\alpha_{\text{т}}^{\text{кон}} = 0,36 \cdot C_z \cdot C_s \cdot \frac{\lambda_{\text{г}}}{d} \cdot \text{Re}_{\text{т}}^{0,6} \cdot \text{Pr}^{0,33}, \text{ Вт/м}^2 \cdot ^\circ\text{С},$$

где C_z — поправка на число рядов труб по ходу газа, при числе труб в ряду $z \geq 10$, $C_z = 1$; C_s — поправка на геометрическую компоновку пучка, определяется в зависимости от относительных продольного σ_1 и поперечного σ_2 шагов и значения φ .

$$\varphi = \frac{\sigma_1 - 1}{\sigma'_2 - 1},$$

$\sigma_1 = \sigma_2 = 2$, средний относительный диагональный шаг труб определяется как:

$$\sigma'_2 = \sqrt{\frac{\sigma_1^2}{4} + \sigma_2^2} = \sqrt{\frac{4}{4} + 4} = 2,24;$$

$$\varphi = \frac{2 - 1}{2,24 - 1} = 0,81.$$

При значениях $0,1 \leq \varphi \leq 1,7$ $C_s = 0,95 \cdot \varphi^{0,1} = 0,95 \cdot 0,81^{0,1} = 0,93$.

С помощью таблицы физических характеристик дымового газа находим:

- коэффициент теплопроводности газов $\lambda_{\text{г}} = 0,0895 \text{ ккал/(м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С)}$;
- коэффициент кинематической вязкости газов $\nu_{\text{г}} = 122,2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$;
- число Прандтля $\text{Pr} = 0,597$.

Подставляя полученные значения в формулу, получаем коэффициент теплоотдачи конвекцией дымовых газов:

$$\alpha_{\text{т}}^{\text{кон}} = 0,2 \cdot 1 \cdot 0,93 \cdot \frac{0,0895}{0,0112} \cdot \left(\frac{8 \cdot 0,0112}{122,2 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,6} \cdot 0,597^{0,33} = 118,26 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С}}.$$

Коэффициент теплоотдачи дымовых газов:

$$\alpha_{\text{т}} = \alpha_{\text{т}}^{\text{изл}} + \alpha_{\text{т}}^{\text{кон}} = 14,48 + 118,26 = 132,74 \text{ Вт/м}^2 \cdot ^\circ\text{С}.$$

Коэффициент теплопередачи в этой секции конвективной части высокотемпературного воздухоподогревателя:

$$k = \frac{\alpha_B \cdot \alpha_r}{\alpha_B + \alpha_r} = \frac{114,92 \cdot 132,74}{114,92 + 132,74} = 61,59 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С}}.$$

Поверхность нагрева этой секции конвективной части рассчитываемого высокотемпературного воздухонагревателя должна быть равна:

$$F = \frac{Q_B}{k \cdot \tau_{cp}} = \frac{1268,11 \cdot 4,19 \cdot 1000}{61,59 \cdot 253,98} = 4152,3 \text{ м}^2.$$

Согласно проведенному ранее аэродинамическому расчету, оптимальная скорость воздуха на этом участке нагревателя составляет $w_B = 3 \text{ м/с}$. Расход воздуха через 1 трубку нагревателя:

$$G_1 = w_B \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \rho_B = 3 \cdot \frac{\pi \cdot 0,01^2}{4} \cdot 7,97 = 0,00188 \text{ кг/с}.$$

Теплота, получаемая сжатым воздухом в одной трубке:

$$Q_1 = (i_B'' - i_B') \cdot 4,19 \cdot G_1 = \\ = (303,32 - 276,34) \cdot 4,19 \cdot 0,00188 = 0,212 \text{ кВт}.$$

В таком случае длина трубок должна быть равна:

$$l = \frac{Q_1 \cdot 1000}{k \cdot \tau_{cp} \cdot \pi \cdot d} = \frac{0,212 \cdot 1000}{61,59 \cdot 253,98 \cdot \pi \cdot 0,01} = 0,44 \text{ м}.$$

Определим необходимое количество трубок на участке нагревателя:

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d \cdot l} = \frac{4152,3}{\pi \cdot 0,01 \cdot 0,44} = 299580.$$

1.5.2. Тепловой расчет секции Б нагревателя

Исходные данные для расчета представлены в табл. П. 1.7.

Таблица П. 1.7

Исходные данные для расчета участка Б нагревателя

Обозначение	Наименование	Единицы измерения	Численное значение
t_B'	Температура воздуха на входе	$^\circ\text{С}$	500
I_B'	Энтальпия воздуха на входе	ккал/кг	249,92
t_B''	Температура воздуха на выходе	$^\circ\text{С}$	600
I_B''	Энтальпия воздуха на выходе	ккал/кг	276,34
G	Расход воздуха	кг/с	574,5
w_B	Скорость воздуха	м/с	2

Окончание табл. II. 1.7

Обозначение	Наименование	Единицы измерения	Численное значение
p	Давление воздуха	атм	20
$t'_г$	Температура газов на входе	°С	813
$I'_г$	Энтальпия газов на входе	ккал/кг	5441

Определяем количество теплоты, получаемое воздухом:

$$Q_b = \frac{G_b}{B_p} \cdot (i''_b - i'_b) = \frac{574,5}{12,22} \cdot (276,34 - 249,92) = 1241,5 \text{ ккал/с.}$$

Энтальпия газов на выходе из участка теплообменника:

$$I''_г = I'_г - Q_b = 5441 - 1241,5 = 4199 \text{ ккал/кг.}$$

Температуру газов на выходе находим по I-T таблице [24 в гл. 1]:
 $T_г = 630 \text{ °С.}$

Выбираем схему противотока для облегчения условий работы металла поверхности нагрева:

Начальная разность температур

$$\tau_{\text{нач}} = t'_г - t''_б = 813 - 600 = 213 \text{ °С.}$$

Конечная разность температур

$$\tau_{\text{кон}} = t''_г - t'_б = 630 - 500 = 130 \text{ °С.}$$

Средняя логарифмическая разность температур:

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{\tau_{\text{нач}} - \tau_{\text{кон}}}{\ln \frac{\tau_{\text{нач}}}{\tau_{\text{кон}}}} = \frac{213 - 130}{\ln \frac{213}{130}} = 167,94 \text{ °С.}$$

Коэффициент теплоотдачи от циклового воздуха к стенке трубки воздухоподогревателя берется из аэродинамического расчета данного участка котла: $\alpha_b = 87,85 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$

Определяем коэффициент теплоотдачи излучением со стороны продуктов сгорания.

Эффективная толщина излучающего слоя

$$\begin{aligned} S_{\text{эф}} &= 0,9 \cdot d_{\text{внеш}} \cdot \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{s_1 \cdot s_2}{d_{\text{внеш}}^2} - 1 \right) = \\ &= 0,9 \cdot 0,0112 \cdot \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{2 \cdot 0,0112 \cdot 2 \cdot 0,0112}{0,0112^2} - 1 \right) = 0,04 \text{ м.} \end{aligned}$$

В нем содержится 12 % CO_2 и 7 % H_2O

Произведение $p \cdot S$ для CO_2 :

$$p_{\text{CO}_2} \cdot S_{\text{эф}} = (12/100) \cdot 0,04 = 0,005 \text{ ат} \cdot \text{м}.$$

Для водяных паров

$$p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot S_{\text{эф}} = (7/100) \cdot 0,04 = 0,029 \text{ ат} \cdot \text{м}.$$

Средняя температура газов

$$t_{\text{г ср}} = (1000 + 841,25)/2 = 651,5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Степень черноты излучения CO_2 :

$$\varepsilon_{\text{CO}_2} = 0,039.$$

Условная степень черноты излучения водяных паров без поправки на их парциальное давление

$$\varepsilon'_{\text{H}_2\text{O}} = 0,023.$$

Поправочный множитель для получения степени черноты водяных паров

$$\beta = 1,05.$$

Степень черноты дымовых газов

$$\varepsilon_{\text{г}} = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \varepsilon'_{\text{H}_2\text{O}} = 0,039 + 1,05 \cdot 0,023 = 0,063.$$

Среднюю температуру стенки принимаем равной $636 \text{ }^\circ\text{C}$.

По номограмме находим коэффициент M , являющийся в основном функцией четвертых степеней абсолютных температур дымовых газов и стенки $M = 160$.

Коэффициент теплоотдачи излучением $\alpha_{\text{г}}^{\text{изл}} = 1,163 \cdot M \cdot \varepsilon_{\text{г}} = 1,163 \cdot 160 \cdot 0,063 = 11,75 \text{ Вт/м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

Определяем коэффициент теплоотдачи конвекцией при поперечном омывании газами гладкотрубного пучка, $\text{Вт/м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$:

$$\alpha_{\text{г}}^{\text{кон}} = 0,36 \cdot C_z \cdot C_s \cdot \frac{\lambda_{\text{г}}}{d} \cdot \text{Re}_{\text{г}}^{0,6} \cdot \text{Pr},$$

где C_z — поправка на число рядов труб по ходу газа, при числе труб в ряду $z \geq 10$, $C_z = 1$; C_s — поправка на геометрическую компоновку пучка, определяется в зависимости от относительных продольного σ_1 и поперечного σ_2 шагов и значения ϕ .

$$\varphi = \frac{\sigma_1 - 1}{\sigma'_2 - 1},$$

$\sigma_1 = \sigma_2 = 2$, средний относительный диагональный шаг труб определяется как:

$$\sigma'_2 = \sqrt{\frac{\sigma_1^2}{4} + \sigma_2^2} = \sqrt{\frac{4}{4} + 4} = 2,24;$$

$$\varphi = \frac{2-1}{2,24-1} = 0,81.$$

При значениях $0,1 \leq \varphi \leq 1,7$ $C_s = 0,95 \cdot \varphi^{0,1} = 0,95 \cdot 0,81^{0,1} = 0,93$.

С помощью таблицы физических характеристик дымового газа находим значения:

- коэффициент теплопроводности газов $\lambda_r = 0,078$ ккал/(м·ч·°С);
- коэффициент кинематической вязкости газов $\nu_r = 98,2 \cdot 10^{-6}$ м²/с;
- число Прандтля $Pr = 0,605$.

Подставляя полученные значения в формулу, получаем коэффициент теплоотдачи конвекцией дымовых газов:

$$\alpha_r^{\text{кон}} = 0,2 \cdot 1 \cdot 0,93 \cdot \frac{0,078}{0,0112} \cdot \left(\frac{8 \cdot 0,0112}{98,2 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,6} \cdot 0,605^{0,33} = 118,35 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С}}.$$

Коэффициент теплоотдачи дымовых газов:

$$\alpha_r = \alpha_r^{\text{изл}} + \alpha_r^{\text{кон}} = 11,75 + 118,35 = 130 \text{ Вт/м}^2 \cdot ^\circ\text{С}.$$

Коэффициент теплопередачи в этой секции конвективной части высокотемпературного воздухоподогревателя:

$$k = \frac{\alpha_b \cdot \alpha_r}{\alpha_b + \alpha_r} = \frac{87,85 \cdot 130}{87,85 + 130} = 52,44 \text{ Вт/м}^2 \cdot ^\circ\text{С}.$$

Поверхность нагрева этой секции конвективной части рассчитываемого высокотемпературного воздухонагревателя должна быть равна:

$$F = \frac{Q_b}{k \cdot \tau_{cp}} = \frac{1241,5 \cdot 4,19 \cdot 1000}{52,44 \cdot 167,94} = 7220 \text{ м}^2.$$

Согласно проведенному ранее аэродинамическому расчету, оптимальная скорость воздуха на этом участке нагревателя составляет $w_b = 2$ м/с. Расход воздуха через 1 трубку нагревателя:

$$G_1 = w_b \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \rho_b = 2 \cdot \frac{\pi \cdot 0,01^2}{4} \cdot 8,42 = 0,00132 \text{ кг/с}.$$

Теплота, получаемая сжатым воздухом в одной трубке:

$$Q_1 = (i''_B - i'_B) \cdot 4,19 \cdot G_1 = \\ = (276,34 - 249,92) \cdot 4,19 \cdot 0,00132 = 0,146 \text{ кВт.}$$

В таком случае длина трубок должна быть равна:

$$l = \frac{Q_1 \cdot 1000}{k \cdot \tau_{cp} \cdot \pi \cdot d} = \frac{0,146 \cdot 1000}{52,44 \cdot 167,94 \cdot \pi \cdot 0,01} = 0,53 \text{ м.}$$

Определим необходимое количество трубок на участке нагревателя:

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d \cdot l} = \frac{7220}{\pi \cdot 0,01 \cdot 0,53} = 43468.$$

1.5.3. Тепловой расчет секции А нагревателя

Исходные данные для расчета представлены в табл. П. 1.8

Таблица П. 1.8

Исходные данные для расчета участка Б нагревателя

Обозначение	Наименование	Единицы измерения	Численное значение
t'_B	Температура воздуха на входе	°С	400
I'_B	Энтальпия воздуха на входе	ккал/кг	223
t''_B	Температура воздуха на выходе	°С	500
I''_B	Энтальпия воздуха на выходе	ккал/кг	249
G	Расход воздуха	кг/с	574
ω_B	Скорость воздуха	м/с	1,5
p	Давление воздуха	атм	20
$t'_Г$	Температура газов на входе	°С	630
$I'_Г$	Энтальпия газов на входе	ккал/кг	4199

Определяем количество теплоты, получаемое воздухом:

$$Q_B = \frac{G_B}{B_p} \cdot (i''_B - i'_B) = \frac{574,5}{12,22} \cdot (249,92 - 223,89) = 1223,46 \text{ ккал/с.}$$

Энтальпия газов на выходе из участка теплообменника:

$$I''_Г = I'_Г - Q_B = 4199 - 1223,46 = 2976 \text{ ккал/кг.}$$

Температуру газов на выходе находим по таблице П. 1.2: $T_g = 450^\circ\text{C}$.

Выбираем схему противотока для облегчения условий работы металла поверхности нагрева:

Начальная разность температур:

$$\tau_{\text{нач}} = t'_g - t''_b = 630 - 500 = 130^\circ\text{C}.$$

Конечная разность температур

$$\tau_{\text{кон}} = t''_g - t'_b = 450 - 400 = 50^\circ\text{C}.$$

Средняя логарифмическая разность температур:

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{\tau_{\text{нач}} - \tau_{\text{кон}}}{\ln \frac{\tau_{\text{нач}}}{\tau_{\text{кон}}}} = \frac{130 - 50}{\ln \frac{130}{50}} = 82,70^\circ\text{C}.$$

Коэффициент теплоотдачи от циклового воздуха к стенке трубки воздухонагревателя берется из аэродинамического расчета данного участка котла: $\alpha_b = 54,23 \text{ Вт/м}^2\cdot\text{К}$.

Определяем коэффициент теплоотдачи излучением со стороны продуктов сгорания.

Эффективная толщина излучающего слоя

$$\begin{aligned} S_{\text{эф}} &= 0,9 \cdot d_{\text{внеш}} \cdot \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{s_1 \cdot s_2}{d_{\text{внеш}}^2} - 1 \right) = \\ &= 0,9 \cdot 0,0112 \cdot \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{2 \cdot 0,0112 \cdot 2 \cdot 0,0112}{0,0112^2} - 1 \right) = 0,04 \text{ м}. \end{aligned}$$

В нем содержится 12% CO_2 и 7% H_2O

Произведение $p \cdot S$ для CO_2 :

$$p_{\text{CO}_2} \cdot S_{\text{эф}} = (12/100) \cdot 0,04 = 0,005 \text{ ат} \cdot \text{м}.$$

Для водяных паров

$$p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot S_{\text{эф}} = (7/100) \cdot 0,04 = 0,029 \text{ ат} \cdot \text{м}.$$

Средняя температура газов:

$$t_{g \text{ ср}} = (1000 + 841,25)/2 = 651,5^\circ\text{C}.$$

Степень черноты излучения CO_2 :

$$\varepsilon_{\text{CO}_2} = 0,039.$$

Условная степень черноты излучения водяных паров без поправки на их парциальное давление

$$\varepsilon'_{\text{H}_2\text{O}} = 0,012.$$

Поправочный множитель для получения степени черноты водяных паров

$$\beta = 1,05.$$

Степень черноты дымовых газов

$$\varepsilon_{\text{г}} = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \varepsilon'_{\text{H}_2\text{O}} = 0,039 + 1,05 \cdot 0,012 = 0,0516.$$

Среднюю температуру стенки принимаем равной 494 °С.

По номограмме находим коэффициент M , являющийся в основном функцией четвертых степеней абсолютных температур дымовых газов и стенки $M = 90$.

Коэффициент теплоотдачи излучением:

$$\alpha_{\text{г}}^{\text{изл}} = 1,163 \cdot M \cdot \varepsilon_{\text{г}} = 1,163 \cdot 90 \cdot 0,051 = 5,4 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{°С}.$$

Определяем коэффициент теплоотдачи конвекцией при поперечном омывании газами гладкотрубного пучка, $\text{Вт/м}^2 \cdot \text{°С}$:

$$\alpha_{\text{г}}^{\text{кон}} = 0,36 \cdot C_z \cdot C_s \cdot \frac{\lambda_{\text{г}}}{d} \cdot \text{Re}_{\text{г}}^{0,6} \cdot \text{Pr}^{0,33},$$

где C_z — поправка на число рядов труб по ходу газа, при числе труб в ряду $z \geq 10$, $C_z = 1$; C_s — поправка на геометрическую компоновку пучка, определяется в зависимости от относительных продольного σ_1 и поперечного σ_2 шагов и значения φ .

$$\varphi = \frac{\sigma_1 - 1}{\sigma_2' - 1},$$

$\sigma_1 = \sigma_2 = 2$, средний относительный диагональный шаг труб определяется как:

$$\begin{aligned} \sigma_2' &= \sqrt{\frac{\sigma_1^2}{4} + \sigma_2^2} = \sqrt{\frac{4}{4} + 4} = 2,24; \\ \varphi &= \frac{2 - 1}{2,24 - 1} = 0,81. \end{aligned}$$

При значениях $0,1 \leq \varphi \leq 1,7$ $C_s = 0,95 \cdot \varphi^{0,1} = 0,95 \cdot 0,81^{0,1} = 0,93$.

С помощью таблицы физических характеристик дымового газа находим:

- коэффициент теплопроводности газов $\lambda_r = 0,058 \text{ ккал}/(\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C})$;
- коэффициент кинематической вязкости газов $\nu_r = 60,2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$;
- число Прандтля $Pr = 0,6232$.

Подставляя полученные значения в формулу, получаем коэффициент теплоотдачи конвекцией дымовых газов:

$$\alpha_r^{\text{кон}} = 0,2 \cdot 1 \cdot 0,93 \cdot \frac{0,058}{0,0112} \cdot \left(\frac{8 \cdot 0,0112}{60,2 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,6} \cdot 0,6232^{0,33} = 119,14 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}}.$$

Коэффициент теплоотдачи дымовых газов:

$$\alpha_r = \alpha_r^{\text{изл}} + \alpha_r^{\text{кон}} = 5,4 + 119,14 = 124,5 \text{ Вт}/\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

Коэффициент теплопередачи в этой секции конвективной части высокотемпературного воздухоподогревателя:

$$k = \frac{\alpha_b \cdot \alpha_r}{\alpha_b + \alpha_r} = \frac{54,23 \cdot 124,5}{54,23 + 124,5} = 37,78 \text{ Вт}/\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

Поверхность нагрева этой секции конвективной части рассчитываемого высокотемпературного воздухонагревателя должна быть равна:

$$F = \frac{Q_b}{k \cdot \tau_{cp}} = \frac{1223,46 \cdot 4,19 \cdot 1000}{37,78 \cdot 82,7} = 20054,75 \text{ м}^2.$$

Согласно проведенному ранее аэродинамическому расчету, оптимальная скорость воздуха на этом участке нагревателя составляет $w_b = 1,5 \text{ м/с}$. Расход воздуха через 1 трубку нагревателя:

$$G_1 = w_b \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \rho_b = 1 \cdot \frac{\pi \cdot 0,01^2}{4} \cdot 9,6 = 0,00075 \text{ кг/с}.$$

Теплота, получаемая сжатым воздухом в одной трубке:

$$\begin{aligned} Q_1 &= (i''_b - i'_b) \cdot 4,19 \cdot G_1 = \\ &= (249,92 - 223,89) \cdot 4,19 \cdot 0,00075 = 0,082 \text{ кВт}. \end{aligned}$$

В таком случае длина трубок должна быть равна:

$$l = \frac{Q_1 \cdot 1000}{k \cdot \tau_{cp} \cdot \pi \cdot d} = \frac{0,123 \cdot 1000}{37,78 \cdot 82,7 \cdot \pi \cdot 0,01} = 0,84 \text{ м}.$$

Определим необходимое количество трубок на участке нагревателя:

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d \cdot l} = \frac{20054}{\pi \cdot 0,01 \cdot 0,83} = 761954.$$

1.6. Тепловой расчет трубчатого воздушонагревателя (дутьевого воздуха для ВК)

Из расчета секции А конвективной части ВН известно, что температура газов на входе в ТВН: $t'_г = 450^\circ\text{C}$, $I'_г = 2976$ ккал/кг.

По заданию температура газов на выходе из ТВН: $t''_г = 145^\circ\text{C}$, $I''_г = 498,85$ ккал/кг.

Температура воздуха на входе и выходе соответственно равна:

$$t'_в = 30^\circ\text{C}, I'_в = 59,47 \text{ ккал/кг}, t''_в = 385^\circ\text{C}, I''_в = 778,62 \text{ ккал/кг}.$$

Температурный напор:

$$\Delta t = \psi \cdot \Delta t_{\text{прт}},$$

где ψ — коэффициент пересчета от противоточной схемы к более сложной.

Начальная разность температур:

$$\tau_м = t'_г - t''_в = 450 - 385 = 65^\circ\text{C}.$$

Конечная разность температур:

$$\tau_6 = t''_г - t'_в = 145 - 30 = 115^\circ\text{C}.$$

Логарифмическая разность температур:

$$\Delta t_{\text{прт}} = \frac{\tau_6 - \tau_м}{\ln \frac{\tau_6}{\tau_м}} = \frac{115 - 65}{\ln \frac{115}{65}} = 87,6^\circ\text{C}.$$

Безразмерные параметры:

$$P = \frac{\tau_м}{t'_г - t'_в};$$

$$P = \frac{65}{450 - 30} = 0,143.$$

$$R = \frac{\tau_6}{\tau_м};$$

$$R = \frac{115}{65} = 1,77;$$

$$\psi = 0,99.$$

Найдем температурный напор: $\Delta t = 0,99 \cdot 87,6 = 86,76 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

$$\text{Средняя температура газов: } \vartheta_{\text{cp}} = \frac{450 + 145}{2} = 297,5 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

$$\text{Средняя температура воздуха: } t_{\text{cp}} = \frac{385 + 30}{2} = 207,5 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Скорость газов принимаем 8 м/с, а скорость воздуха — 6 м/с.

Коэффициент теплоотдачи от газов и воздуха определим по номограмме 8,11 [Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод)]:

$$\alpha_{\text{г}} = 26 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{}^{\circ}\text{C}, \alpha_{\text{в}} = 60 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{}^{\circ}\text{C}.$$

Тогда коэффициент теплопередачи равно:

$$k = \frac{\varepsilon \cdot \alpha_{\text{г}} \cdot \alpha_{\text{в}}}{\alpha_{\text{г}} + \alpha_{\text{в}}} = \frac{0,85 \cdot 26 \cdot 60}{26 + 60} = 15,41 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Определим теплоту, полученную воздухом:

$$Q_{\text{в}} = \beta_{\text{cp}} \cdot (I_{\text{в}}'' - I_{\text{в}}') = \left(1,4 - 0,04 + \frac{0,1}{2}\right) \cdot (778,62 - 59,47) = 1014 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}}.$$

После чего можно определить поверхность ТВП:

$$F = \frac{Q_{\text{в}} \cdot B_{\text{п}}}{\Delta t \cdot k} = \frac{1014 \cdot 4,19 \cdot 1000 \cdot 42002,8}{86,76 \cdot 15,41} = 31856 \text{ м}^2.$$

1.7. Результаты теплового расчета

Полученные данные в результате проведенного теплового расчета радиационно-конвективного воздухонагревателя сведены в табл. П. 1.9. На основе вычисленных площадей нагрева участков и характеристик принятых сталей сделаны выводы о стоимости нагревателя.

Таблица П. 1.9

Результаты теплового расчета

Расход топлива	12,2 кг/с
Температура газов на входе/выходе радиационной части ВН	1808/1489
Температура газов на входе/выходе конвективной части ВН	1000/450 °С
Коэффициент избытка воздуха в топке	1,4
Доля рециркуляции газов	0,97
Площадь/стоимость поверхностей нагрева котла	
Топка (сталь 12Х18Н10Т)	516,75 м ² /21,9 млн руб.
Участок А (сталь 12Х18Н10Т)	20054 м ² /66,5 млн руб.
Участок Б (сталь ХН60ВТ)	7220 м ² /144,7 млн руб.
Участок В (сталь ХН67ВМТЮ)	4152 м ² /124,1 млн руб.
ТВН	31856 м ² /27,3 млн руб.
Итого (без ТВН)	31968,3 (63799,9) м ² /384,5 (357,18) млн руб.
Сопротивление тракта компримированного воздуха	17,73 кПа
Температура уходящих газов	145 °С
Температура подогрева воздуха на горение	385 °С
КПД котла брутто	91,66 %

Приложение 2.
Модель гидродинамики и теплообмена в многофазных потоках [72 в гл. 3]

Таблица П. 2.1

№ п/п	Наименование уравнения	Уравнение	Переменные
1	Закон сохранения массы	$\frac{\partial}{\partial t}(\beta_v \varepsilon_m \rho_m) + \frac{\partial}{\partial x}(\beta_i \varepsilon_m \rho_m U_{i,m}) = 0$	ε_m , ρ_m и $U_{i,m}$ — объемные концентрации фаз, плотности фаз и их скорости соответственно. β_v — объемная порозность, β_i — порозность по площади в i -м направлении
2	Закон сохранения энергии для газовой фазы	$\begin{aligned} &\frac{\partial}{\partial t}(\beta_v \varepsilon_m \rho_m U_{j,m}) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\beta_i \varepsilon_m \rho_m U_{i,m} U_{j,m}) = \\ &= -(\beta_v \varepsilon_m) \frac{\partial P}{\partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\beta_i \prod_{i,j,m} \right) + \\ &+ \beta_v \varepsilon_m \rho_m g_j + \beta_v \sum_{k=1, k \neq m}^M \Phi_{m,k} (U_{j,k} - U_{j,m}) \end{aligned}$	P — давление жидкости, g — ускорение свободного падения в направлении j . $\Phi_{m,k}$ — коэффициент трения между фазой m и фазой k . Таким образом, в правой части представлена сумма сил давления, вязкости, масс фаз и сил трения
3	Напряжение в газовой фазе	$\prod_{i,j,m} = \mu_{eff,g} \left[\left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \delta_{i,j} \frac{\partial U_k}{\partial x_k} \right]_g$	$\mu_{eff,g}$ — динамическая вязкость газа, $\delta_{i,j}$ — дельта — функция

Продолжение табл. П. 2.1

№ п/п	Наименование уравнения	Уравнение	Переменные
4	Динамическая вяз- кость газа	$\mu_{eff,g} = \varepsilon_g \mu_{lam,g} + \varepsilon_g \rho_g (c_l \Delta)^2 \sqrt{S_{li,g} \div S_{li,g}}, \text{ где } \Delta = \sqrt{\Delta x \Delta y \Delta z},$ $S_{li,g} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right)$	
5	Тензор напряжения для твердых частиц	$\Pi = -P_S \delta_{i,j} + \mu_S \left[\left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) \right] + \left(\zeta_S - \frac{2}{3} \mu_S \right) \delta_{i,j} \left(\frac{\partial U_k}{\partial x_k} \right)_S$	
6	Давление в твердых фазах	$P_S = \sum_{n=1}^N P_{C,sn} + \varepsilon_S \rho_S \theta_S$	
7	Давление, возник- шее в результате столкновений ча- стиц	$P_{C,sn} = \frac{\pi}{3} (1 + e_{sn}) d_{sn}^3 \times \left\{ \frac{m_0 \theta_{sn}}{(m_s/m_n) \theta_s + (m_n/m_s) \theta_n} \right\} \times$ $\left\{ \frac{\theta_s \theta_n (m_0/m_s)^2}{(\theta_s + \theta_n) (\theta_s + (m_n/m_s)^2 \theta_n)} \right\}^{\frac{3}{2}} e_{sn} = \frac{1}{2} (e_s + e_n)$	e_{sn} — коэффициент вос- становления
8	Средний диаметр частиц	$d_{sn} = \frac{1}{2} (d_s + d_n)$	d_s, d_n — диаметры твердых частиц и частиц n -й фазы
9	Число частиц	$n_s = \frac{6\varepsilon_s}{\pi d_s^3}$	
10	Масса частиц	$m_s = \frac{\pi d_s^3 \rho_s}{6}$	

Продолжение табл. П. 2.1

№ п/п	Наименование уравнения	Уравнение	Переменные
11	Вероятность столкновения частиц описывается функцией радиального распределения g_{sn} ,	$g_{sn} = \frac{N}{2} \frac{g_0}{(1 - \varepsilon_g)} (\varepsilon_s + \varepsilon_n), \text{ где } g_0 = \left\{ 1 - \left(\frac{1 - \varepsilon_g}{\varepsilon_{s, \max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right\}^{-1}$	$\varepsilon_{s, \max}$ — максимальная объемная концентрация твердой фазы
12	Объемная вязкость твердой фазы	$\xi_n = \sum_{n=1}^N P_{c,sn} \frac{d_{sn}}{3} \left(\theta_s + \left(\frac{m_n}{m_s} \right) \theta_n \right) \sqrt{\frac{2}{\pi \theta_s \theta_n \left(\theta_s + \left(\frac{m_n}{m_s} \right) \theta_n \right)}}$	
13	Общая вязкость твердой фазы	$\mu_{col,s} = \sum_{n=1}^N P_{c,sn} \frac{d_{sn}}{5} \left(\theta_s + \left(\frac{m_n}{m_s} \right) \theta_n \right) \cdot \sqrt{\frac{2}{\pi \theta_s \theta_n \left(\theta_s + \left(\frac{m_n}{m_s} \right) \theta_n \right)}}$	
14	Кинетическая составляющая общей вязкости твердой фазы	$\mu_{kin,s} = \frac{2\mu_{dil,s}}{\frac{1}{N} \sum_{n=1}^N g_{sn} \varepsilon_n (1 + e_{sn}) g_{sn}} \cdot \left\{ 1 + \frac{4}{5} \sum_{n=1}^N g_{sn} \varepsilon_{sn} (1 + e_{sn}) \right\}^2$ $\mu_{dil,s} = \frac{15}{8d^3} \varepsilon_{s,s} \sqrt{\frac{2m\theta_{s,av}}{\pi}}$	
15	Длина свободного пробега	$l_s = \frac{1}{6\sqrt{2}} \frac{d_s}{\varepsilon_s}$	

Продолжение табл. П. 2.1

№ п/п	Наименование уравнения	Уравнение	Переменные
16	Средняя температура частиц	$\theta_{s,av} = \frac{2m\theta_s}{\{\sum_{n=1}^N (n_n / n_s)(d_{sn} / d_s)^2 \times \sqrt{(m_0 / m_s)^2 \theta_n / (\theta_s + (m_n / m_s)^2 \theta_n)} S^{3/2}\}^2}$ $S = \frac{(m_0 / m_s)^2 \theta_n}{(\theta_s + (m_n / m_s)^2 \theta_n)(\theta_s + \theta_n)}$	
17	Коэффициент трения между частицами и газом для $\varepsilon_g < 0,8$	$\Phi_{\text{гг}} = 150 \frac{\varepsilon_s (1 - \varepsilon_g) \mu_{lam,g}}{\varepsilon_g d_g^2} + 1,75 \frac{\varepsilon_s \rho_g u_g - u_s }{d_s}$	
18	Коэффициент трения между частицами и газом для $\varepsilon_g > 0,8$	$\Phi_{\text{гг}} = \frac{3}{4} C_d \frac{\varepsilon_s \rho_g u_g - u_s }{d_s} f(\varepsilon_g)$	
19	Функция коррекции закона Стокса $f(\varepsilon_g)$ для свободно падающей частицы, учитывающая воздействие других частиц	$f(\varepsilon_g) = \varepsilon_g^{-2,65}$	
20	Коэффициент трения C_d	$C_d = 24 \text{Re}_s (1 + 0,15 \text{Re}_s^{0,687}) \text{ при } \text{Re}_s \leq 1000$ $\frac{24}{\varepsilon_g \text{Re}_s} \left[1 + 0,15 (\varepsilon_g \text{Re}_s)^{0,687} \right]$ $C_d = 0,44 \text{ при } \text{Re}_s > 1000$ $\text{Re}_s = \frac{d_s \rho_g \varepsilon u_g - u_s }{\mu_{lam,g}}$	

Продолжение табл. П. 2.1

№ п/п	Наименование уравнения	Уравнение	Переменные
21	Коэффициент трения между частицами $\Phi_{ст}$	$\Phi_{ст} = P_{C,ст} \left\{ \frac{3}{d_{ст}} \sqrt{\frac{2(m_s^2 \theta_s + m_n^2 \theta_n)}{\pi m_0^2 \theta_s \theta_n}} \frac{1}{ u_n - u_s } \times \right.$ $\left. \times \left[\left \nabla \ln \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_n} \right + \frac{\theta_s \theta_n}{\theta_s + \theta_n} \left \frac{\nabla \theta_n}{\theta_n^2} - \frac{\nabla \theta_s}{\theta_s^2} \right \frac{3 \nabla \left \frac{\ln(m_s \theta_s)}{\ln(m_n \theta_n)} \right }{\theta_n^2} \right] \right\}$	
22	Уравнение сохранения энергии для турбулентного потока	$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\beta_v \varepsilon_s \rho_s \theta_s) + \frac{\partial}{\partial x_i} (\beta_i \varepsilon_s \rho_s \theta_s) \right] =$ $= \beta_v \left(\prod_{i,s} \frac{\partial U_{i,s}}{\partial x_i} \right) + \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\beta_i \kappa_s \frac{\partial \theta_s}{\partial x_i} \right) - \beta_v \gamma_s - 3 \beta_v \Phi_{ст} \theta_s$	

Окончание табл. П. 2.1

№ п/п	Наименование уравнения	Уравнение	Переменные
23	Теплопроводность κ_s дисперсного пото- ка и диссипация γ_s вследствие неупру- гого соударения	$\kappa_s = \frac{2\kappa_{dil,s}}{\left(\frac{1}{N}\right)\sum_{n=1}^N(1+\varepsilon_{sn})g_{sn}} \cdot \left\{1 + \frac{6}{5}\sum_{n=1}^N g_{sn}\varepsilon_n(1+e_{sn})\right\}^2 +$ $+ 2\varepsilon_s \rho_s d_s \sqrt{\frac{\theta_s}{\pi}} \sum_{n=1}^N \varepsilon_n g_{sn} (1+e_{sn})$ $\kappa_{dil,s} = \frac{225}{32} \varepsilon_s l_s \sqrt{\frac{2m_{s,av}}{\pi}}$ $\gamma_s = \sum_{n=1}^N \frac{3}{4} P_{C,sn} \frac{1-e_{sn}}{d_{sn}} \times$ $\times \left[4 \sqrt{\frac{2\theta_{sn}}{\left(\frac{m_s}{m_0}\right)^2 \theta_s + \left(\frac{m_s}{m_0}\right)^2 \theta_n}} - d_{sn} \left(\left(\frac{m_s}{m_0}\right)^2 \theta_s + \left(\frac{m_n}{m_0}\right)^2 \theta_n \right) \frac{\partial U_{k,s}}{x_k} \right]$	

Существуют различные методики определения Φ_{sg} , показанные в прил. 2.2.

Таблица 2.2

Модели трения между частицами и газом [72, см. ссылки к гл. 3]

Модель трения	Φ_{sg}	C_d
Richardson-Zaki [73]	$\frac{\rho_s \varepsilon_g g}{v_{r,s} \varepsilon_g^{n-1}}$	
Wen-Yu [73]	$\frac{3}{4} C_d \left(\frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g}{d_s} \left \frac{\vec{v}_s - \vec{v}_g}{d_s} \right \right)^{-2,65} \varepsilon_g^{-2,65}$	$\frac{24}{\varepsilon_g \text{Re}_s} \left[1 + 0,15 (\varepsilon_g \text{Re}_s)^{0,687} \right]$
Gibilaro [73]	$\left[\frac{17,3}{\text{Re}_s} + 0,336 \frac{\rho_g}{d_s} \left \frac{\vec{v}_s - \vec{v}_g}{d_s} \right \varepsilon_s \varepsilon_g^{-1,8} \right]$	
Syamlal-O'Brien [74]	$\frac{3 \varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g}{4 v_{r,s}^2 d_s} C_D \left(\frac{\text{Re}_s}{v_{r,s}} \left \frac{\vec{v}_s - \vec{v}_g}{d_s} \right \right)$	$\left(0,63 + \frac{4,8}{\sqrt{\frac{\text{Re}_s}{v_{r,s}}}} \right)^2$
Arastoo pour [73]	$\left[\frac{17,3}{\text{Re}_s} + 0,336 \frac{\rho_g}{d_s} \left \frac{\vec{v}_s - \vec{v}_g}{d_s} \right \varepsilon_s \varepsilon_g^{-2,8} \right]$	
Di Felice [73]	$\frac{3 \varepsilon_s \varepsilon_g^{-x} \rho_g}{4 d_s} C_D \left \frac{\vec{v}_s - \vec{v}_g}{d_s} \right $	$\left(0,63 + \frac{4,8}{\sqrt{\text{Re}_s}} \right)^2$

Окончание табл. П. 2.2

Модель трения	Φ_{zg}	C_d
Gidaspow [75]	$\frac{3}{4}C_d \left(\frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g \overline{v_s} - \overline{v_g} }{d_s} \right) \varepsilon_g^{-2,65}, \varepsilon_g > 0,8$ $150 \left(\frac{\varepsilon_s (1 - \varepsilon_g) \mu_g}{\varepsilon_g d_s^2} \right) + 1,75 \left(\frac{\rho_g \varepsilon_s \overline{v_s} - \overline{v_g} }{d_s} \right), \varepsilon_g < 0,8$	$\frac{24}{\varepsilon_g \text{Re}_s} \left[1 + 0,15 (\varepsilon_g \text{Re}_s)^{0,687} \right]$
Koch [73]	$\frac{3}{4}C_d \left(\frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g \overline{v_s} - \overline{v_g} }{d_s} \right)$	$12 \frac{\varepsilon_g^2}{\text{Re}_{s,r}} F$
Zang-Rees [73]	$150 \frac{\varepsilon_s^2 \mu_g}{\varepsilon_g d_s^2} + 1,75 \frac{\varepsilon_s \rho_g}{d_p} \left[\frac{ \overline{v_s} - \overline{v_g} ^2}{\pi} + \frac{8T}{\pi} \right]^{-0,5}, \varepsilon_s < 0,8$ $\frac{3}{4}C_d \frac{\varepsilon_s \rho_g}{d_p} \left[\frac{ \overline{v_s} - \overline{v_g} ^2}{\pi} + \frac{8T}{\pi} \right]^{-0,5} \varepsilon_g^{-2,65}, \varepsilon > 0,8$	$\left(0,28 + \frac{6}{\sqrt{\text{Re}_s}} + \frac{21}{\text{Re}_s} \right)$

Учебное издание

Микула Владимир Анатольевич
Рыжков Александр Филиппович
Тупоногов Владимир Геннадьевич

**СИСТЕМЫ ПОДГОТОВКИ ТОПЛИВА И ВОЗДУХА
ДЛЯ ПАРОГАЗОВЫХ УСТАНОВОК
С ВНУТРИЦИКЛОВОЙ ГАЗИФИКАЦИЕЙ**

Редактор Н. П. Кубыщенко
Верстка О. П. Игнатьевой

Подписано в печать 12.04.2019. Формат 70×100/16.
Бумага офсетная. Цифровая печать. Усл. печ. л. 13,2.
Уч.-изд. л. 8,1. Тираж 40 экз. Заказ 128.

Издательство Уральского университета
Редакционно-издательский отдел ИПЦ УрФУ
620049, Екатеринбург, ул. С. Ковалевской, 5
Тел.: +7 (343) 375-48-25, 375-46-85, 374-19-41
E-mail: rio@urfu.ru

Отпечатано в Издательско-полиграфическом центре УрФУ
620083, Екатеринбург, ул. Тургенева, 4
Тел.: +7 (343) 358-93-06, 350-58-20, 350-90-13
Факс: +7 (343) 358-93-06
<http://print.urfu.ru>

